



Universidad  
Carlos III de Madrid

TRABAJO FIN DE GRADO

# Obtención de biogás a partir de Residuos Sólidos Urbanos para su inyección a Red

**Autor:** Jorge Cuesta López

**Titulación:** Grado en Ingeniería Mecánica

**Tutor:** Javier Villa Briongos

Dpto. Ingeniería Térmica y de Fluidos

**Leganés, Septiembre-2015**



# ÍNDICE

## **RESUMEN**

## **LISTA DE FIGURAS**

## **LISTA DE ESQUEMAS**

## **LISTA DE TABLAS**

<b>1. PROBLEMÁTICA Y OBJETIVOS DEL PROYECTO .....</b>	<b>11</b>
<b>2. NORMATIVA DE ÁMBITO EUROPEO Y NACIONAL .....</b>	<b>11</b>
<b>2.1 NORMATIVA EUROPEA.....</b>	<b>11</b>
<b>2.1.1 NORMATIVA MEDIOAMBIENTAL .....</b>	<b>11</b>
2.1.1.1 Directiva 2008/98/CE .....	11
2.1.1.2 Horizonte 2020.....	11
<b>2.1.2 NORMATIVA RESPECTO AL USO DEL BIOGÁS.....</b>	<b>12</b>
2.1.2.1 Directiva 2009/28/CE .....	12
<b>2.1.3 NORMATIVA RESPECTO AL USO DE FERTILIZANTES.....</b>	<b>13</b>
2.1.3.1 Directiva 91/676/CEE .....	13
<b>2.1.4 NORMATIVA SANITARIA .....</b>	<b>13</b>
2.1.4.1 Reglamento (CE) 1069/2009 .....	13
<b>2.2 NORMATIVA NACIONAL.....</b>	<b>13</b>
<b>2.2.1 NORMATIVA MEDIOAMBIENTAL .....</b>	<b>13</b>
2.2.1.1 RD-Ley 22/2011 .....	13
<b>2.2.2 NORMATIVA RESPECTO AL USO DEL BIOGÁS.....</b>	<b>13</b>
2.2.2.1 RD-Ley 1/2012 .....	13
2.2.2.2 Protocolo de detalle PD – 01 .....	13
<b>2.2.3 NORMATIVA RESPECTO AL USO DE FERTILIZANTES.....</b>	<b>14</b>
2.2.3.1 RD-Ley 261/1996.....	14
2.2.3.2 RD-Ley 506/2013.....	14
<b>2.2.4 NORMATIVA SANITARIA .....</b>	<b>14</b>
2.2.4.1 RD-Ley 1528/2012.....	14
<b>3. SITUACIÓN DE LA BIOMETANIZACIÓN EN ESPAÑA Y EN EUROPA .....</b>	<b>14</b>
<b>4. TECNOLOGÍAS EXISTENTES PARA LA VALORIZACIÓN DE LOS RSU .....</b>	<b>16</b>
<b>5. EL BIOGÁS.....</b>	<b>17</b>



<b>5.1 CARACTERÍSTICAS DEL BIOGÁS SEGÚN LA COMPOSICIÓN DE LOS RSU.....</b>	<b>17</b>
<b>6. TIPOS DE DIGESTIÓN DE LA FRACCIÓN ORGÁNICA DE LOS RSU.....</b>	<b>19</b>
<b>6.1 DIGESTIÓN AEROBIA .....</b>	<b>19</b>
<b>6.2 DIGESTIÓN ANAEROBIA.....</b>	<b>19</b>
<b>6.2.1 ACONDICIONAMIENTO DE LA MATERIA ORGÁNICA (PRETRATAMIENTO) .....</b>	<b>19</b>
<b>6.2.2 ETAPAS DE LA DIGESTIÓN ANAEROBIA .....</b>	<b>20</b>
6.2.2.1 Hidrólisis.....	21
6.2.2.2 Etapa fermentativa o acidogénica.....	21
6.2.2.3 Etapa acetogénica .....	22
6.2.2.4 Etapa metanogénica.....	22
<b>6.2.3 PRINCIPALES BACTERIAS INVOLUCRADAS.....</b>	<b>22</b>
<b>6.2.4 FACTORES QUE DETERMINAN EL CRECIMIENTO BACTERIANO .....</b>	<b>22</b>
6.2.4.1 Composición del sustrato .....	23
6.2.4.2 pH y Potencial Redox.....	23
6.2.4.3 Temperatura .....	23
6.2.4.4 Humedad .....	24
6.2.4.5 Relación C/N.....	24
<b>6.2.5 TIPOS DE REACTORES ANAEROBIOS.....</b>	<b>24</b>
6.2.5.1 Reactores de mezcla completa (RMC).....	25
6.2.5.2 Reactores de flujo pistón.....	26
<b>6.2.6 PARÁMETROS DE FUNCIONAMIENTO EN LOS REACTORES ANAEROBIOS.....</b>	<b>27</b>
<b>6.2.7 CO-DIGESTIÓN ANAEROBIA COMO MEDIDA FRENTE A LA ESTACIONALIDAD DE LOS RSU.....</b>	<b>29</b>
<b>7. POSIBLES USOS DEL BIOGÁS.....</b>	<b>29</b>
<b>7.1 COGENERACIÓN .....</b>	<b>29</b>
<b>7.2 COMBUSTIBLE PARA VEHÍCULOS.....</b>	<b>30</b>
<b>7.3 INYECCIÓN A RED .....</b>	<b>30</b>
<b>7.4 PILAS DE COMBUSTIBLE.....</b>	<b>31</b>
<b>8. TECNOLOGÍAS DE PURIFICACIÓN DEL BIOGÁS.....</b>	<b>32</b>
<b>8.1 AGUA.....</b>	<b>33</b>
<b>8.2 H<sub>2</sub>S.....</b>	<b>33</b>
<b>8.3 CO<sub>2</sub>.....</b>	<b>34</b>
<b>8.4 NH<sub>3</sub>.....</b>	<b>34</b>

<b>9. POSIBLES USOS DEL CO<sub>2</sub></b> .....	<b>35</b>
<b>10. CASO DE ESTUDIO (PARQUE TECNOLÓGICO DE VALDEMINGÓMEZ)</b> .....	<b>35</b>
<b>10.1 PROCESO DE DIGESTIÓN ANAEROBIA EN LA PLANTA DE LA PALOMA</b> .....	<b>37</b>
10.1.1 PRETRATAMIENTO .....	37
10.1.2 DIGESTIÓN ANAEROBIA .....	37
10.1.3 TRATAMIENTO DE LIXIVIADOS .....	39
<b>10.2 PROCESO DE BIOMETANIZACIÓN EN LA PLANTA DE LAS DEHESAS</b> .....	<b>41</b>
10.2.1 PRETRATAMIENTO .....	41
10.2.2 DIGESTIÓN ANAEROBIA .....	41
10.2.3 TRATAMIENTO DE LIXIVIADOS .....	41
<b>10.3 DATOS OPERACIONALES DEL PROCESO DE BIOMETANIZACIÓN Y COMPOSICIÓN DEL BIOGÁS</b> .....	<b>43</b>
<b>10.4 PROCESO DE PURIFICACIÓN DEL BIOGÁS EN LA PLANTA DE TRATAMIENTO DE BIOGÁS</b> .....	<b>44</b>
10.4.1 LAVADO FUERTE O PURIFICACIÓN MÁXIMA .....	46
10.4.2 LAVADO SUAVE O PURIFICACIÓN PARCIAL .....	46
10.4.3 DESCRIPCIÓN DEL SISTEMA DE PURIFICACIÓN .....	46
<b>11. DESCRIPCIÓN Y DISEÑO DE LA COLUMNA DE ABSORCIÓN</b> .....	<b>49</b>
11.1 DESCRIPCIÓN .....	49
11.2 DISEÑO .....	54
11.2.1 PREMISAS .....	54
11.2.2 MÉTODOS DE CÁLCULO .....	55
11.2.3 CÁLCULOS .....	62
11.2.3.1 Dimensionado de la columna utilizando como empaque Raschig Rings cerámicos de 2 pulgadas de diámetro por el método del 70% de velocidad de inundación. ....	62
11.2.3.2 Comprobación del resultado obtenido por el método de la pérdida de carga .....	71
<b>12. DISCUSIÓN DE LOS RESULTADOS OBTENIDOS</b> .....	<b>75</b>
<b>13. VALORACIÓN ECONÓMICA</b> .....	<b>75</b>
<b>13.1 PRESUPUESTO</b> .....	<b>75</b>
13.1.1 COSTES DE INVERSIÓN .....	76
13.1.1.1 Costes en equipos (CE) .....	77
13.1.2 COSTES ANUALES .....	80

13.1.2.1	Coste del agua de lavado (CAL) .....	81
13.1.2.2	Coste del mantenimiento (CM) .....	82
13.1.2.3	Coste en electricidad.....	82
13.1.2.4	Sobrecarga de trabajo .....	82
13.1.2.5	Gastos administrativos .....	82
13.1.2.6	Seguros .....	82
13.1.3	INGRESOS ANUALES POR LA INYECCIÓN DE BIOGÁS ..	82
13.1.4	INGRESOS ANUALES POR LA VENTA DE BIOGÁS PARA LA PRODUCCIÓN DE ELECTRICIDAD. ....	83
13.2	VIABILIDAD DEL PROYECTO.....	83
14.	CONCLUSIONES .....	85
14.1	CONCLUSIONES DESDE EL PUNTO DE VISTA AMBIENTAL Y TECNOLÓGICO. ....	85
14.2	CONCLUSIONES DESDE EL PUNTO DE VISTA ECONÓMICO.....	85
15.	PROYECTOS FUTUROS .....	85
16.	ANEXOS.....	86
16.1	ANEXO A.....	86
16.1.1	PLANTA DE LA PALOMA .....	86
16.1.2	PLANTA DE LAS DEHESAS.....	89
16.1.3	PLANTA DE LAS LOMAS .....	92
16.1.4	PLANTA DE LA GALIANA.....	94
16.2	ANEXO B.....	96
16.2.1	EXPLICACIÓN DE LOS MÉTODOS DE CÁLCULO.....	96
16.2.1.1	Método del 70% de velocidad de inundación [REF.22], [REF.27], [REF.28] .....	96
16.2.1.2	Método de la pérdida de carga.....	109
16.2.1.3	Cálculos secundarios.....	111
16.3	ANEXO C.....	113
16.3.1	DIMENSIONADO DE LA COLUMNA UTILIZANDO COMO EMPAQUE BERL SADDLES CERÁMICOS DE 1 PULGADA DE DIÁMETRO POR EL MÉTODO DEL 70% DE VELOCIDAD DE INUNDACIÓN. ....	113
16.3.2	DIMENSIONADO DE LA COLUMNA UTILIZANDO COMO EMPAQUE BERL SADDLES CERÁMICOS DE 1,5 PULGADAS DE DIÁMETRO POR EL MÉTODO DEL 70% DE VELOCIDAD DE INUNDACIÓN. ....	119
16.3.3	DIMENSIONADO DE LA COLUMNA UTILIZANDO COMO EMPAQUE RASCHIG RINGS CERÁMICOS DE 1 PULGADA DE	



<b>DIÁMETRO POR EL MÉTODO DEL 70% DE VELOCIDAD DE INUNDACIÓN. ....</b>	<b>121</b>
<b>16.3.4 DIMENSIONADO DE LA COLUMNA UTILIZANDO COMO EMPAQUE RASCHIG RINGS METÁLICOS DE 1 PULGADA DE DIÁMETRO POR EL MÉTODO DEL 70% DE VELOCIDAD DE INUNDACIÓN. ....</b>	<b>124</b>
<b>16.3.5 DIMENSIONADO DE LA COLUMNA UTILIZANDO COMO EMPAQUE RASCHIG RINGS METÁLICOS DE 2 PULGADAS DE DIÁMETRO POR EL MÉTODO DEL 70% DE VELOCIDAD DE INUNDACIÓN. ....</b>	<b>128</b>
<b>16.4 ANEXO D.....</b>	<b>130</b>
<b>16.4.1 DIAGRAMA DE GANTT .....</b>	<b>130</b>
<b>17. REFERENCIAS .....</b>	<b>132</b>

## RESUMEN

La biometanización o digestión anaerobia consiste en la degradación de la fracción orgánica de los residuos sólidos urbanos (RSU) en ausencia de oxígeno para la obtención de biogás y abono orgánico. La degradación de la materia orgánica se produce por la acción de bacterias anaerobias en un proceso de digestión en cadena.

En el presente proyecto se han estudiado las diferentes etapas del proceso de digestión anaerobia. Debido a que en la actualidad esta tecnología está siendo utilizada en la Comunidad de Madrid, en concreto en el municipio de Rivas Vaciamadrid, se fija como caso de estudio el Parque Tecnológico de Valdemingómez. En este punto se describe el funcionamiento de las dos plantas en las que se realiza el proceso de biometanización, los equipos empleados y las condiciones operacionales en que se rige. Adicionalmente, dado que en el Parque Tecnológico de Valdemingómez se desarrollan actividades que van más allá de la biometanización, se explica de manera general el tratamiento que reciben los distintos residuos que llegan a dichas instalaciones.

Una vez obtenido el biogás, éste debe ser purificado para ser introducido en el sistema gasista. Los principales contaminantes que contiene el biogás son el dióxido de carbono ( $\text{CO}_2$ ) y el ácido sulfhídrico ( $\text{H}_2\text{S}$ ) por lo que se llega a la conclusión de que el lavado del biogás a alta presión, usando agua como disolvente, es una solución acertada para el caso de estudio ya que se eliminan ambos contaminantes de manera simultánea. El principal objetivo de este proyecto es analizar el funcionamiento de la planta de tratamiento de biogás y el dimensionado de su elemento principal (la columna empacada de absorción), para seis tipos distintos de empaque aleatorio. De entre todos los resultados se propone como solución tecnológica la columna rellena de Anillos Raschig cerámicos de 2 pulgadas de diámetro.

Por último se elabora un presupuesto para la solución escogida y se comprueba su viabilidad para poder ser implementada.



## LISTA DE FIGURAS

<i>Figura 1: Producción de biogás en Europa en el año 2014.....</i>	<i>15</i>
<i>Figura 2: RMC sin recirculación. ....</i>	<i>25</i>
<i>Figura 3: Reactor de flujo pistón. ....</i>	<i>27</i>
<i>Figura 4: Etapas del crecimiento bacteriológico en el interior del reactor. ....</i>	<i>28</i>
<i>Figura 5: Emplazamiento del Parque Tecnológico de Valdemingómez. ....</i>	<i>36</i>
<i>Figura 6: Digestor con tecnología Valorga usado tanto en la planta de Las Dehesas como en la planta de La Paloma. ....</i>	<i>38</i>
<i>Figura 7: Planta de digestión anaerobia de La Paloma. ....</i>	<i>39</i>
<i>Figura 8: Corte longitudinal de una columna de absorción. ....</i>	<i>49</i>
<i>Figura 9: Distribuidor de tubos. ....</i>	<i>50</i>
<i>Figura 10: Empaque estructurado y detalle de los diferentes canales interiores. ....</i>	<i>51</i>
<i>Figura 11: Distintas configuraciones del empaque colocado. ....</i>	<i>51</i>
<i>Figura 12: Empaques aleatorios de primera generación. Anillos Raschig parte izquierda y monturas Berl parte derecha. ....</i>	<i>52</i>
<i>Figura 13: Empaques aleatorios de segunda generación. Anillos Pall®. ....</i>	<i>52</i>
<i>Figura 14: Empaques aleatorios de segunda generación. Monturas Intalox®. ....</i>	<i>53</i>
<i>Figura 15: Empaques aleatorios de tercera generación. Tri-pack®, Tellerette y Nor-pac®. ....</i>	<i>53</i>
<i>Figura 16: Diferencia entre las solubilidades del H<sub>2</sub>S, CO<sub>2</sub> Y CH<sub>4</sub> a la presión de trabajo. [REF.21].....</i>	<i>55</i>
<i>Figura 17: Curva de equilibrio, Línea de operación y Línea de operación mínima para el equilibrio entre el CO<sub>2</sub> y el agua. [REF.23] .....</i>	<i>64</i>
<i>Figura 18: Curva de equilibrio, Línea de operación y Línea de operación mínima para el equilibrio entre el CO<sub>2</sub> y el agua. ....</i>	<i>66</i>
<i>Figura 19: Gráfico que representa la correlación de pérdida de carga. [REF.24] .....</i>	<i>72</i>
<i>Figura 20: Planta de La Paloma. ....</i>	<i>86</i>
<i>Figura 21: Planta de Las Dehesas. ....</i>	<i>89</i>
<i>Figura 22: Planta de Las Lomas. ....</i>	<i>92</i>
<i>Figura 23: Planta de La Galiana. ....</i>	<i>94</i>
<i>Figura 24: Corrientes líquida y gaseosa que entran y salen de la columna de absorción. ....</i>	<i>96</i>
<i>Figura 25: Curva de equilibrio, Línea de operación y Línea de operación mínima.....</i>	<i>99</i>
<i>Figura 26: Gráfico que muestra la línea de inundación máxima. [REF.24] .....</i>	<i>103</i>
<i>Figura 27: Proceso de iteración. Berl Sddles 1 pulgada cerámicos. A= 15 ft<sup>2</sup>.....</i>	<i>115</i>

<i>Figura 28: Proceso de iteración. Berl Sddles 1 pulgada cerámicos. A= 16 ft<sup>2</sup>.....</i>	<i>116</i>
<i>Figura 29: Proceso de iteración. Berl Sddles 1 pulgada cerámicos. A= 17 ft<sup>2</sup>.....</i>	<i>117</i>
<i>Figura 30: Proceso de iteración. Anillos Raschig 1 pulgada cerámicos. A= 15 ft<sup>2</sup>.....</i>	<i>123</i>
<i>Figura 31: Proceso de iteración. Anillos Raschig 1 pulgada metálicos. A= 15 ft<sup>2</sup>. ....</i>	<i>126</i>
<i>Figura 32: Diagrama de Gantt.....</i>	<i>131</i>

## LISTA DE ESQUEMAS

<i>Esquema 1: Jerarquía de las políticas de la UE para el año 2020. ....</i>	<i>12</i>
<i>Esquema 2: Valor energético de un biogás estándar respecto a otras fuentes de energía. ....</i>	<i>18</i>
<i>Esquema 3: Etapas de la digestión anaerobia. Los números indican las poblaciones de bacterias responsables en cada una de las etapas. 1: Bacteria Fermentativas; 2: Bacteria Acetogénicas; 3: Bacterias Oxidantes de Acetato; 4: Bacterias Homoacetogénicas; 5: Bacterias Metanogénicas Acetoclásticas; 6: Bacterias Metanogénicas Hidrogenotróficas.....</i>	<i>21</i>
<i>Esquema 4: Contaminantes a eliminar del biogás dependiendo del uso. ....</i>	<i>33</i>
<i>Esquema 5: Funcionamiento de la planta de digestión anaerobia de La Paloma.....</i>	<i>40</i>
<i>Esquema 6: Funcionamiento de la planta de digestión anaerobia de Las Dehesas.....</i>	<i>42</i>
<i>Esquema 7: Funcionamiento de la planta de Tratamiento de Biogás. ....</i>	<i>45</i>
<i>Esquema 8: Funcionamiento de una de las líneas de purificación del biogás. ....</i>	<i>48</i>
<i>Esquema 9: Algoritmo de cálculo para el método del 70% de velocidad de inundación.....</i>	<i>58</i>
<i>Esquema 10: Algoritmo de cálculo para el método de la pérdida de carga.....</i>	<i>61</i>
<i>Esquema 11: Funcionamiento de la planta de La Paloma. ....</i>	<i>88</i>
<i>Esquema 12: Funcionamiento de la planta de Las Dehesas. ....</i>	<i>91</i>
<i>Esquema 13: Funcionamiento de la planta de Las Lomas. ....</i>	<i>93</i>
<i>Esquema 14: Funcionamiento de la planta de La Galiana. ....</i>	<i>95</i>

## LISTA DE TABLAS

<i>Tabla 1: Principales componentes de un biogás estándar. ....</i>	<i>17</i>
<i>Tabla 2: Potencial de efecto invernadero de diferentes gases. ....</i>	<i>18</i>
<i>Tabla 3: Principales poblaciones de bacterias que actúan en cada etapa. ....</i>	<i>22</i>
<i>Tabla 4: Cantidad y porcentaje de metano obtenido de cada compuesto orgánico. ....</i>	<i>23</i>
<i>Tabla 5: Especificaciones de calidad del gas procedente de fuentes no convencionales introducido en el Sistema Gasista. ....</i>	<i>31</i>
<i>Tabla 6: Posibles efectos que causan las diferentes sustancias que componen el biogás. ....</i>	<i>32</i>
<i>Tabla 7: Condiciones operacionales del proceso de digestión anaerobia en las plantas de Las Dehesas y La Paloma. ....</i>	<i>43</i>
<i>Tabla 8: Composición del biogás bruto en las plantas de Las Dehesas y La Paloma. ....</i>	<i>43</i>
<i>Tabla 9: Características del biogás procedente del Lavado Suave. ....</i>	<i>46</i>
<i>Tabla 10: Resumen de datos utilizados para el dimensionado de la columna de absorción. ....</i>	<i>63</i>
<i>Tabla 11: Comparación de los resultados obtenidos. ....</i>	<i>75</i>
<i>Tabla 12: Costes de Inversión. ....</i>	<i>76</i>
<i>Tabla 13: Coste del empaque aleatorio según volumen. ....</i>	<i>77</i>
<i>Tabla 14: Costes de Inversión. ....</i>	<i>79</i>
<i>Tabla 15: Costes Anuales. ....</i>	<i>80</i>
<i>Tabla 16: Viabilidad del proyecto. ....</i>	<i>84</i>
<i>Tabla 17: Constantes <math>F_p</math> y <math>a</math> para los distintos empaques aleatorios. ....</i>	<i>104</i>
<i>Tabla 18: Factor MWR dependiendo del tamaño del empaque aleatorio. [REF.24] ....</i>	<i>106</i>
<i>Tabla 19: Constantes de empaque <math>\alpha, \beta, \gamma</math>. ....</i>	<i>107</i>
<i>Tabla 20: Constantes de empaque <math>\theta</math> y <math>b</math>. ....</i>	<i>108</i>
<i>Tabla 21: Constantes de empaque <math>c</math> y <math>j</math>. ....</i>	<i>109</i>
<i>Tabla 22: Constantes <math>k_0, k_1, k_2, k_3</math> y <math>k_4</math> para distintos valores de pérdida de carga. ....</i>	<i>110</i>

## **1. PROBLEMÁTICA Y OBJETIVOS DEL PROYECTO**

En este proyecto se analiza la problemática que genera el tratamiento de la fracción orgánica de los Residuos Sólidos Urbanos (RSU) en una ciudad grande como Madrid.

Debido a que en los últimos años desde Europa se fija una política basada en la prevención y la valorización energética en materia de residuos, este estudio se centrará en la biometanización como la tecnología adecuada para el tratamiento de los residuos orgánicos.

La biometanización, también conocida como digestión anaerobia, consiste en la degradación de la materia orgánica en ausencia de oxígeno para la obtención del biogás como producto principal y bioabono como subproducto. El biogás está compuesto principalmente por metano y contribuye al 20% del efecto invernadero antropogénico. Aplicando esta tecnología se consigue reducir el volumen de residuos destinados a los vertederos, con la consecuente emisión de metano a la atmósfera, y el aprovechamiento del biogás como fuente de energía sostenible.

De entre todos los posibles usos que se le puede dar al biogás este proyecto se centrará en su inyección en la red de gas natural para su uso como combustible. El gas natural procedente de los pozos petrolíferos posee un poder calorífico superior al biogás por lo que para que poder mezclar ambos gases sin bajar el poder calorífico conjunto, el biogás debe pasar por un proceso de purificación que aumente su contenido en metano.

Este proceso de biometanización y purificación de biogás para su inyección en el sistema gasista ya se realiza en la Comunidad de Madrid. En concreto en el Parque Tecnológico de Valdemingómez que se analiza como caso de estudio.

Dentro del proceso de purificación se procede al dimensionado de su elemento principal, la columna de absorción, bajo las condiciones operacionales del caso de estudio. Por último se lleva a cabo un estudio de viabilidad para la implantación de dos líneas de lavado.

## **2. NORMATIVA DE ÁMBITO EUROPEO Y NACIONAL**

### **2.1 NORMATIVA EUROPEA**

#### **2.1.1 NORMATIVA MEDIOAMBIENTAL**

##### **2.1.1.1 Directiva 2008/98/CE**

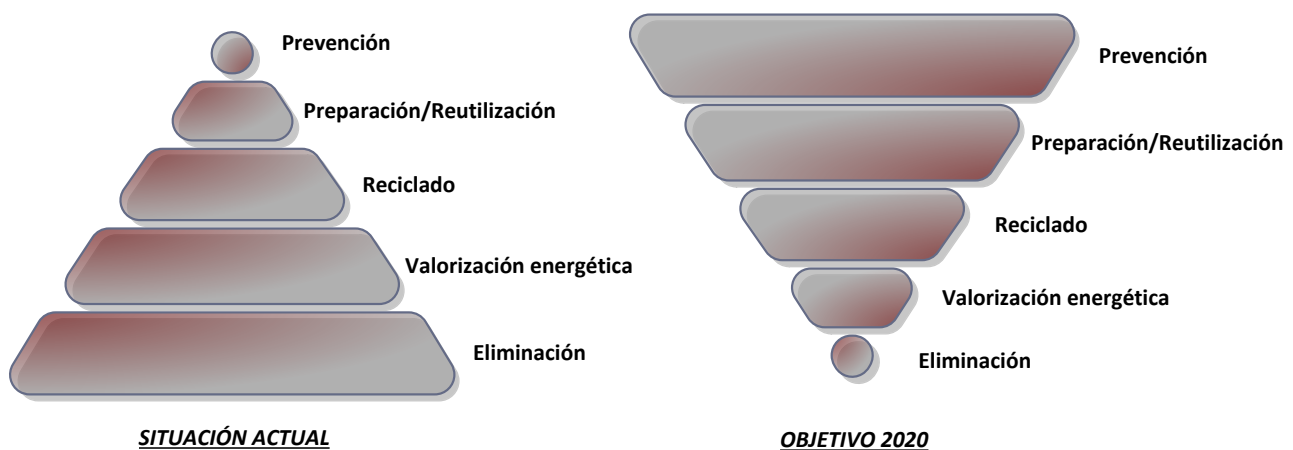
Del Parlamento Europeo y del Consejo, de 19 de noviembre de 2008, sobre los residuos y por la que se derogan determinadas Directivas.

Establece medidas destinadas a proteger el medio ambiente y la salud humana mediante la prevención y la reducción de los impactos adversos de la generación y gestión de los residuos. **[REF.1]**

##### **2.1.1.2 Horizonte 2020**

En el año 2013 la Unión Europea estableció la hoja de ruta hacia una Europa eficiente en el uso de los recursos. En su estrategia Horizonte 2020, fija como objetivos principales:

- Inversión del 3% del Producto Interior Bruto de la Unión Europea en I+D.
- Cumplimiento del objetivo [20/20/20] en materia de clima y energía. Donde se establece para el año 2020 una reducción de la cantidad de gases de efecto invernadero del 20% respecto al año 1990, el aumento del 20% en la mejora de la eficiencia energética y alcanzar el 20% de participación de energías renovables en la energía primaria.
- Cambio en el enfoque de la gestión de residuos en Europa. Con este cambio, las políticas en materia de residuos se centran en la prevención y en el reciclado, convirtiendo a Europa en una sociedad eficiente que produce menos residuos y minimiza la extracción de recursos adicionales. **[REF.2]**



Esquema 1: Jerarquía de las políticas de la UE para el año 2020.

- La jerarquía de las políticas en la Unión Europea para el año 2020 pasa por desplazar la mayor parte de las actuaciones en la gestión de residuos a los escalones superiores, siendo la prevención la solución económica y ambiental más sostenible.

## 2.1.2 NORMATIVA RESPECTO AL USO DEL BIOGÁS

### 2.1.2.1 Directiva 2009/28/CE

Del Parlamento Europeo y del Consejo de 23 de abril de 2009 relativa al fomento del uso de energía procedente de fuentes renovables y por la que se modifican y se derogan las Directivas 2001/77/CE y 2003/30/CE.

En el punto **12** de esta Directiva se describe el importante potencial de ahorro en emisiones de gases de efecto invernadero mediante la producción de calor y electricidad con el uso del biogás como combustible. Además recalca la contribución que pueden aportar las instalaciones de biogás al desarrollo sostenible en las zonas rurales. **[REF.3]**

### **2.1.3 NORMATIVA RESPECTO AL USO DE FERTILIZANTES**

#### **2.1.3.1 Directiva 91/676/CEE**

Del Consejo de 12 de diciembre de 1991 relativa a la protección de las aguas contra la contaminación producida por nitratos utilizados en la agricultura. Esta Directiva tiene por objeto proteger la calidad del agua en Europa evitando que los nitratos de origen agrario contaminen las aguas subterráneas y superficiales. **[REF.4]**

### **2.1.4 NORMATIVA SANITARIA**

#### **2.1.4.1 Reglamento (CE) 1069/2009**

Del Parlamento Europeo y del Consejo de 21 de octubre de 2009. Establece las normas sanitarias aplicables a los subproductos animales y los productos derivados no destinados al consumo humano y deroga el Reglamento (CE) 1774/2002. **[REF.5]**

Los subproductos animales no destinados al consumo humano pueden generar riesgos para la salud por lo que las instalaciones que utilizan este tipo de residuos para la obtención de biogás deben aplicar un pretratamiento especial a la materia orgánica de acuerdo a la normativa SANDACH.

## **2.2 NORMATIVA NACIONAL**

### **2.2.1 NORMATIVA MEDIOAMBIENTAL**

#### **2.2.1.1 RD-Ley 22/2011**

De 28 de julio, de residuos y suelos contaminados.

Establece el cumplimiento de la Directiva 2008/98/CE dentro de los estados miembros. En el capítulo **II** de esta Ley se promueve el empleo de los métodos más adecuados de valorización energética en las instalaciones más próximas al origen de los residuos, con el objetivo de garantizar la protección del medio ambiente y la salud pública.

**[REF.6]**

A las diferentes Comunidades Autónomas les corresponde la elaboración de programas autonómicos de prevención y gestión de residuos. En la Comunidad de Madrid se aplica el Plan Regional de Residuos Urbanos. **[REF.7]**

### **2.2.2 NORMATIVA RESPECTO AL USO DEL BIOGÁS**

#### **2.2.2.1 RD-Ley 1/2012**

De 27 de enero, por el que se procede a la suspensión de los procedimientos de pre asignación de retribución y a la supresión de los incentivos económicos para nuevas instalaciones de producción de energía eléctrica a partir de cogeneración, fuentes de energía renovables y residuos. **[REF.8]**

La compleja situación económica y financiera aconseja la supresión de los incentivos para la construcción de estas instalaciones, con carácter temporal, al menos hasta la solución del principal problema que amenaza la sostenibilidad económica del sistema eléctrico.

#### **2.2.2.2 Protocolo de detalle PD – 01**

Resolución de 21 de diciembre de 2012, de la Dirección General de Política Energética y Minas, por la que se modifica el protocolo de detalle PD-01 «Medición, Calidad y Odorización de Gas» de las normas de gestión técnica del sistema gasista. **[REF.9]**

En este protocolo se especifica las características que debe tener el biogás para poder ser inyectado a la Red, así como la cantidad máxima que se puede inyectar.

### **2.2.3 NORMATIVA RESPECTO AL USO DE FERTILIZANTES**

#### **2.2.3.1 RD-Ley 261/1996**

De 16 de febrero, sobre protección de las aguas contra la contaminación producida por los nitratos procedentes de fuentes agrarias. **[REF.10]**

Establece el cumplimiento de la Directiva 91/676/CEE en los países miembros.

#### **2.2.3.2 RD-Ley 506/2013**

De 28 de junio, sobre productos fertilizantes. **[REF.11]**

Determina el origen, características de los abonos y contenido en metales pesados de los productos fertilizantes de uso agrario.

### **2.2.4 NORMATIVA SANITARIA**

#### **2.2.4.1 RD-Ley 1528/2012**

De 8 de noviembre, sobre sanidad animal. Establece las normas aplicables a los subproductos animales y a los productos derivados no destinados al consumo humano. **[REF.12]**

Establece el cumplimiento de la Directiva (CE) 1069/2009 dentro de los estados miembros.

## **3. SITUACIÓN DE LA BIOMETANIZACIÓN EN ESPAÑA Y EN EUROPA**

España ocupa el séptimo lugar en la producción de biogás en la Comunidad Europea, por detrás de Alemania, Reino Unido, Italia, Republica Checa, Francia y Holanda.

En el año 2014 generó 256,1 ktoe de biogás, de las cuales el 45% provenía de la desgasificación de vertederos, el 35% de biometanización y el 20% del tratamiento de lodos de depuradora.

En cuanto a la producción de electricidad mediante el uso del biogás como combustible, España ocupa también la séptima plaza en Europa con una producción de 908 GWh en el año 2014.

El consumo de energía procedente de fuentes renovables en España en el año 2009 representaba el 9,4 % frente al 15,1 % de Alemania. Sin embargo las nuevas políticas europeas han fijado para el año 2020 que la aportación de las energías renovables al consumo energético de España sea del 20 % y del 30 % en Alemania. **[REF.13]**

La **Figura 1** representa la producción de biogás por países dentro de la Unión Europea.



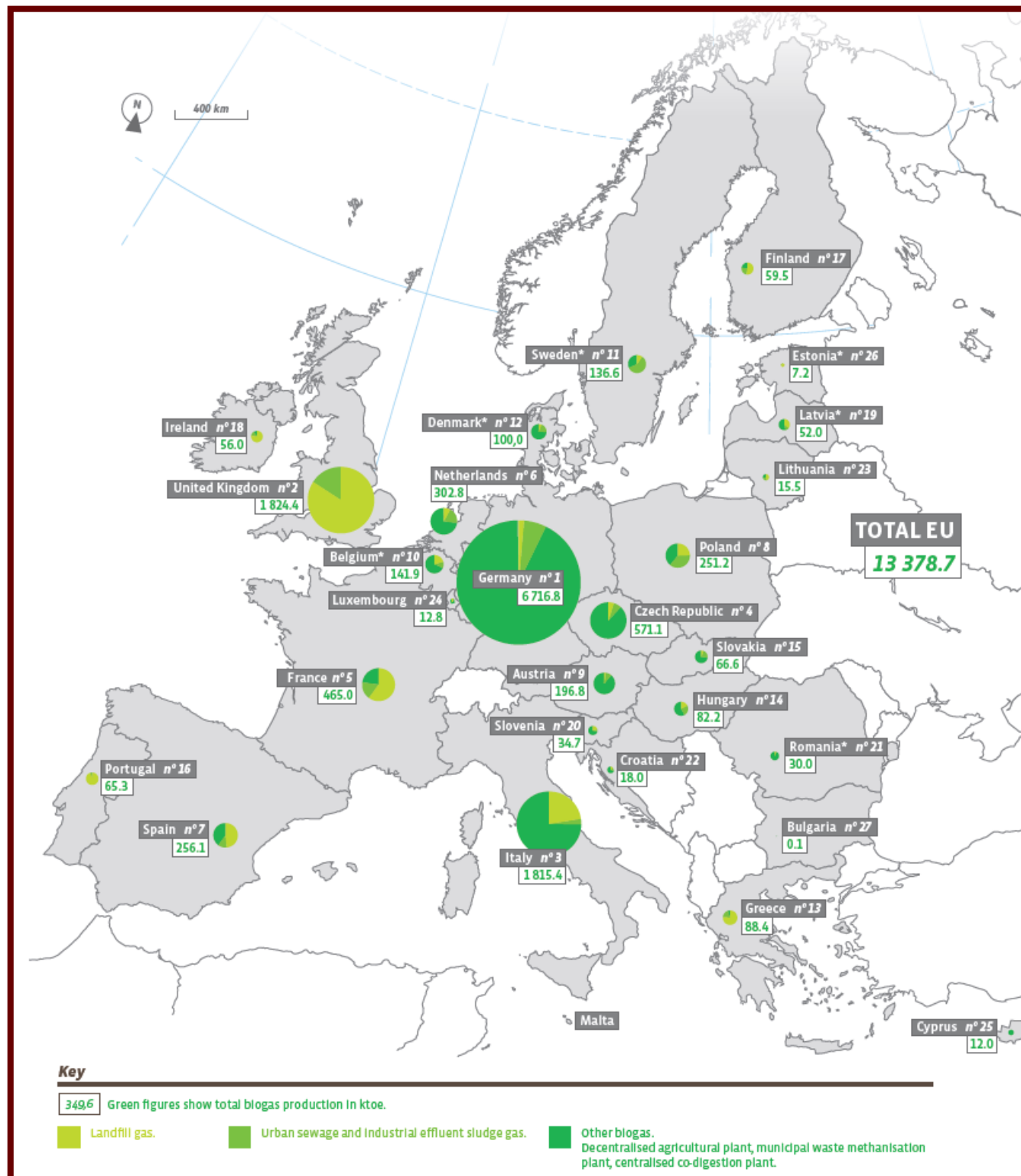


Figura 1: Producción de biogás en Europa en el año 2014.



Dentro del territorio nacional hay dos comunidades autónomas que destacan por encima de las demás en términos de valorización energética, éstas son la Comunidad de Madrid y Cataluña.

En Cataluña se generan 2,5 millones de toneladas de residuos anualmente, llegando a ser valorizadas más de medio millón de toneladas (entre el 20 y el 25 %) en las seis plantas distribuidas por la comunidad.

En la Comunidad de Madrid se encuentra el Parque Tecnológico de Valdemingómez en el cual se gestionan 1,6 millones de toneladas anuales, siendo recicladas 1,2 millones de toneladas.

#### ***4. TECNOLOGÍAS EXISTENTES PARA LA VALORIZACIÓN DE LOS RSU***

A parte de los procesos de digestión existen otras tecnologías que permiten valorizar energéticamente la materia orgánica. Se caracterizan por emplear tratamientos térmicos.

- **Incineración:** Consiste en la combustión de la materia orgánica en una atmósfera con exceso de aire. En el interior del horno se alcanzan temperaturas de 500 °C que llegan a descomponer la materia orgánica.  
Toda esta cantidad de calor generada es aprovechada para la obtención de electricidad.  
La incineración requiere de instalaciones de purificación de los gases de escape para limitar las emisiones de gases contaminantes a la atmósfera. Los contaminantes más peligrosos son los óxidos de azufre y los óxidos de nitrógeno.  
También se hace necesario el tratamiento de los residuos sólidos (cenizas) ya que contienen gran contenido en metales pesados como el mercurio.
- **Gasificación:** Consiste en la oxidación parcial de la materia orgánica bajo condiciones subestequiométricas de oxígeno. Así se obtiene un gas de síntesis que puede ser utilizado como combustible, en motores de combustión interna o en turbinas, para la obtención de electricidad. Dependiendo de la composición del gas de síntesis tanto el poder calorífico como las posibles emisiones se verán afectados.
- **Pirólisis:** Consiste en la descomposición térmica de la materia orgánica en ausencia de un agente oxidante. Al igual que la incineración se trata de un proceso endotérmico ya que necesita un aporte energético para llevarse a cabo. Para lograr descomponer los últimos compuestos volátiles es necesario llegar a temperaturas de 800°C.  
Las emisiones que se generan con esta tecnología son menores que con la incineración y con la gasificación.  
Mediante el calor generado se obtiene de nuevo electricidad.

## 5. EL BIOGÁS

### 5.1 CARACTERÍSTICAS DEL BIOGÁS SEGÚN LA COMPOSICIÓN DE LOS RSU

El biogás es el gas resultante de la degradación de la materia orgánica. Está compuesto principalmente por metano ( $\text{CH}_4$ ), dióxido de carbono ( $\text{CO}_2$ ) y diversas impurezas.

El porcentaje en metano que se puede obtener de un residuo depende de su contenido en proteínas, carbohidratos y lípidos. La **Tabla 1** recoge los principales componentes del biogás obtenido de una fracción orgánica estándar de RSU.

COMPONENTE	CANTIDAD
$\text{CH}_4$	45-65 %
$\text{CO}_2$	34-55 %
$\text{CO}$	Trazas
$\text{N}_2$	0-20 %
$\text{O}_2$	0-5%
$\text{H}_2$	0-1 %
$\text{H}_2\text{S}$	100-5000 ppm
$\text{NH}_3$	Trazas
Vapor de agua	Saturación
Compuestos orgánicos volátiles	5 ppm

Tabla 1: Principales componentes de un biogás estándar.

El valor energético del biogás es directamente proporcional a su contenido en metano. Para un biogás con las mismas características citadas anteriormente, el valor energético está entre 18 y 27  $\text{MJ}/\text{m}^3$ . El **Esquema 2** muestra la equivalencia entre un biogás estándar y otras fuentes de energía.



*Esquema 2: Valor energético de un biogás estándar respecto a otras fuentes de energía.*

El metano contribuye al efecto invernadero de manera notable. Con el fin de analizar la contribución de distintos gases al calentamiento del planeta se elabora una lista tomando como referencia al CO<sub>2</sub>. De esta forma se observa que el metano genera 21 veces más efecto invernadero que el dióxido de carbono.

GAS	POTENCIAL DE EFECTO INVERNADERO
CO <sub>2</sub>	1
CH <sub>4</sub>	21
N <sub>2</sub> O	310
PFC	9.200
HFC	11.700
SF <sub>4</sub>	23.900

*Tabla 2: Potencial de efecto invernadero de diferentes gases.*

## **6. TIPOS DE DIGESTIÓN DE LA FRACCIÓN ORGÁNICA DE LOS RSU**

### **6.1 DIGESTIÓN AEROBIA**

También conocida como digestión aeróbica, consiste en la fermentación de la materia orgánica por la acción de microorganismos (bacterias y protozoos principalmente) para la obtención de un producto final inocuo.

Esta técnica se aplica generalmente al tratamiento de lodos de depuradora que son expuestos a una aireación prolongada. Al comienzo del proceso el crecimiento microbiano es logarítmico debido al alto contenido en nutrientes contenidos en la materia orgánica. A medida que el proceso se desarrolla, el contenido en carbono orgánico va decayendo hasta que se hace limitante. En este punto los microorganismos empiezan a autooxidarse dejando una materia rica en minerales.

La digestión aerobia presenta algunas ventajas frente a la digestión anaerobia como pueden ser la simplicidad del proceso, la reducción de olores molestos o el bajo coste de inversión. En cambio presenta algunas desventajas como los altos consumos de energía para llevar a cabo la aireación de la materia orgánica o la falta de control de ciertos parámetros del proceso.

### **6.2 DIGESTIÓN ANAEROBIA**

También conocida como digestión anaeróbica, consiste en la degradación de la materia orgánica por la acción de bacterias en ausencia de oxígeno. A consecuencia de este proceso se obtienen tres productos, biogás, digesto y lixiviados.

El digesto es la parte sólida de la materia orgánica una vez digerida y tiene un alto contenido en Ca, K, P y N.

Los lixiviados forman la parte líquida de la materia orgánica procedente del proceso de digestión anaerobia. Dependiendo de la procedencia de la materia orgánica digerida se tratarán como residuo, aplicando tecnologías similares a las de las aguas residuales, o como biofertilizante líquido.

#### **6.2.1 ACONDICIONAMIENTO DE LA MATERIA ORGÁNICA (PRETRATAMIENTO)**

Existen cuatro tipos de pretratamiento que permiten acondicionar la materia orgánica antes de entrar en el digestor:

- **Pretratamiento mecánico:** Consiste en triturar la materia orgánica, seleccionarla por tamaño dependiendo de su origen y eliminar los posibles materiales inertes (vidrios, arenas, plásticos y metales) que pueda contener. Suele ser el primer paso para otros procesos de pretratamiento posteriores. Se utiliza en especial en el tratamiento de RSU.
- **Pretratamiento térmico (Pasteurización):** Consiste en someter a la materia orgánica a un proceso de higienización a una temperatura de 70°C durante una hora. Se utiliza principalmente con restos de origen animal, aumentando la producción de metano hasta cuatro veces. En cambio, con restos de origen vegetal o RSU puede ser contraproducente ya que se degrada parte de la materia orgánica.

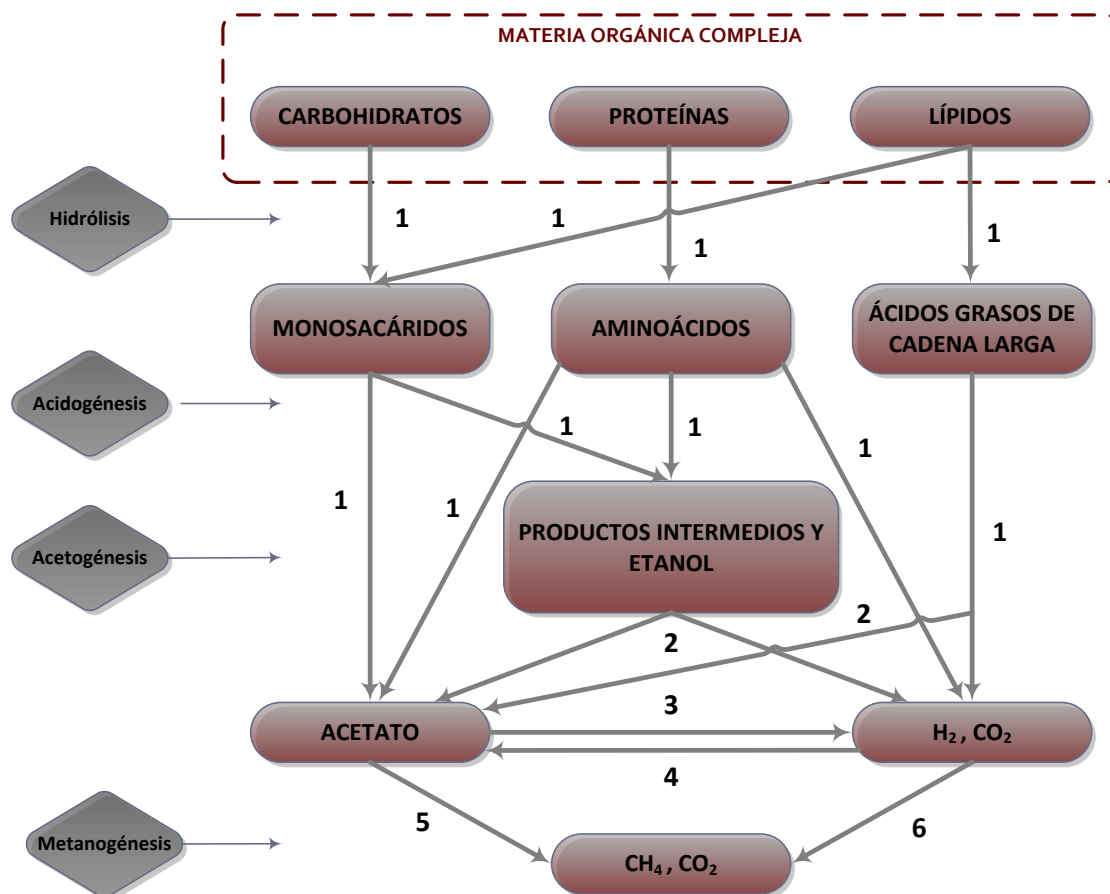
- **Pretratamiento térmico (Esterilización):** Durante este proceso se somete a la materia orgánica a una temperatura de 133 °C y a una presión de 3 bares. Al igual que la Pasteurización solo se aplica a ciertos residuos de origen animal. El objetivo de este pretratamiento es el cumplimiento de la Normativa Europea SANDACH.
- **Pretratamiento biológico (Ensilado):** Este tipo de pretratamiento solo se aplica a residuos de origen vegetal. Debido a la estacionalidad de las cosechas se hace imprescindible almacenar dichos residuos para evitar su degradación y obtener una producción de biogás de manera continuada a lo largo de todo el año. Consiste en almacenar la materia vegetal compactada en un silo horizontal bajo condiciones de ausencia de oxígeno, luz y pH bajo que inhiba parte del crecimiento microbiano. **[REF.14]**

### ***6.2.2 ETAPAS DE LA DIGESTIÓN ANAEROBIA***

La digestión anaerobia se considera un proceso de gran complejidad debido a que se llevan a cabo, de manera simultánea, multitud de reacciones bioquímicas y a la actuación de más de 130 especies de bacterias. Las principales etapas de la digestión anaerobia son:

- **Hidrólisis**
- **Etapas fermentativa o acidogénica**
- **Etapas acetogénica**
- **Etapas metanogénica**

El **Esquema 3** muestra las diferentes etapas del proceso así como los subproductos que se generan entre etapas. Adicionalmente muestra los grupos de bacterias actuantes en cada una de las etapas. **[REF.15]**



*Esquema 3: Etapas de la digestión anaerobia. Los números indican las poblaciones de bacterias responsables en cada una de las etapas. 1: Bacteria Fermentativas; 2: Bacteria Acetogénicas; 3: Bacterias Oxidantes de Acetato; 4: Bacterias Homoacetogénicas; 5: Bacterias Metanogénicas Acetoclásticas; 6: Bacterias Metanogénicas Hidrogenotróficas.*

### 6.2.2.1 Hidrólisis

Es la etapa en la cual las moléculas complejas insolubles que forman la materia orgánica (proteínas, carbohidratos y lípidos) se hidrolizan por la actuación de enzimas. Debido a que los microorganismos no son capaces de digerir estas moléculas complejas, necesitan de la ayuda de enzimas (producidas por los microorganismos fermentativos y acidogénicos) que transforman dichas moléculas complejas en moléculas solubles como son los aminoácidos, los azúcares y los ácidos grasos. Las enzimas encargadas de transformar las proteínas en aminoácidos reciben el nombre de proteasas mientras que las que transforman los lípidos en ácidos grasos se conocen como lipasas.

Cuando se tratan residuos con alto contenido en materia seca, como es el caso de los RSU, la etapa de hidrólisis se convierte en la etapa limitante dentro del proceso debido a la dificultad que encuentran las bacterias para digerir las moléculas complejas.

### 6.2.2.2 Etapa fermentativa o acidogénica

En ella se lleva a cabo la degradación de las cadenas solubles, generadas en la etapa anterior, en ácido acético, ácido fórmico, hidrógeno y productos intermedios. Estos

productos intermedios son principalmente etanol y algunos ácidos como el propiónico, el butírico y el valérico.

#### 6.2.2.3 Etapa acetogénica

Consiste básicamente en transformar el etanol y los ácidos grasos volátiles en acetato ( $\text{CH}_3\text{COO}^-$ ) e hidrógeno a través de las bacterias acetogénicas.

#### 6.2.2.4 Etapa metanogénica

Durante esta etapa las bacterias metanogénicas transforman el acetato, metanol,  $\text{H}_2/\text{CO}_2$ , y algunas metilaminas en metano.

Las bacterias metanogénicas se pueden clasificar en dos grupos dependiendo del compuesto que metabolizan:

- **Acetoclásticas:** Encargadas de transformar el acetato, metanol y algunas metilaminas en metano. Estas bacterias producen el 70% del metano total.
- **Hidrogenotróficas:** Encargadas de transformar el  $\text{H}_2/\text{CO}_2$  y el ácido fórmico en metano. Producen el 30% del metano total.

### 6.2.3 PRINCIPALES BACTERIAS INVOLUCRADAS

Las principales poblaciones de bacterias actuantes en cada etapa del proceso de digestión anaerobia se representan en las **Tabla 3**:

ETAPA	GÉNERO
Hidrólisis	Bacteroides, Lactobacillus, Sporobacterium, Megasphaera, Bifidobacterium
Acidogénesis	Clostridium, Paenibacillus, Ruminococcus
Acetogénesis	Acetobakterium
Metanogénesis	Arqueas metanogénicas

Tabla 3: Principales poblaciones de bacterias que actúan en cada etapa.

### 6.2.4 FACTORES QUE DETERMINAN EL CRECIMIENTO BACTERIANO

La complejidad del proceso de digestión anaerobia radica en mantener las condiciones necesarias para que las diferentes poblaciones de bacterias se reproduzcan en el interior del reactor. Los siguientes factores afectan directamente al crecimiento bacteriano y por tanto a la cantidad de metano que se pueda obtener.

#### 6.2.4.1 Composición del sustrato

La composición del sustrato determina tanto la cantidad como el contenido en metano del biogás. La **Tabla 4** recoge la cantidad y el porcentaje de metano medio que se puede llegar a obtener de los distintos compuestos orgánicos.

COMPUESTO ORGÁNICO	CANTIDAD DE METANO (m <sup>3</sup> /t SV)	PORCENTAJE DE METANO (%)
Proteínas	600-700	70-75
Lípidos	1000-1250	68-73
Carbohidratos	700-800	50-55

Tabla 4: Cantidad y porcentaje de metano obtenido de cada compuesto orgánico.

Siendo SV el porcentaje de sólidos volátiles presentes en el sustrato y que equivale al contenido en materia orgánica.

Para una fracción orgánica estándar de RSU (50% en SV) se estima una cantidad de metano producido entre 550 y 650 m<sup>3</sup>/t SV con un porcentaje del mismo del 60%.

#### 6.2.4.2 pH y Potencial Redox

Es un factor determinante para el crecimiento o la inhibición de ciertas bacterias. El rango pH óptimo tanto para reactores de mezcla completa como de flujo pistón se encuentra entre 6,8 y 7,5. Por debajo de este rango las bacterias metanogénicas quedan inhibidas así como la producción de metano. Por el contrario, las bacterias pertenecientes a las etapas de hidrólisis y acidogénesis si pueden convivir en un sustrato con pH inferior. El pretratamiento biológico (ensilado) de la materia orgánica explicado anteriormente, aprovecha la inhibición de la fase metanogénica manteniendo un pH bajo (4,5-6,3) para almacenar la materia orgánica con todas sus propiedades durante largo tiempo.

El pH afecta también a los equilibrios químicos del medio desplazándolos hacia la formación de determinados compuestos. Con pH bajos se tiende a formar amoníaco mientras que con pH altos se tiende a formar ácido acético, alterando la composición final del biogás.

Para el crecimiento óptimo de las bacterias metanogénicas hay que asegurar un potencial redox entre -220 mV y -350 mV para pH 7.

#### 6.2.4.3 Temperatura

Junto al pH, la temperatura es uno de los factores más influyentes en el crecimiento bacteriológico. Por esta razón los digestores disponen de sensibles equipos de medición que controlan que la variación de temperatura del sustrato no exceda el rango de 0,6-1,2 °C al día.



Dependiendo de la temperatura en el interior del digestor se pueden distinguir tres regímenes de trabajo:

- **Psicrofílico:** Donde la temperatura nunca excede los 25 °C. La actividad bacteriana es baja y el tiempo de digestión puede alcanzar los 100 días.
- **Mesófilo:** La temperatura va desde los 25 hasta los 45 °C. La actividad bacteriana es media y el tiempo de digestión está comprendido entre los 20 y los 60 días.
- **Termófilo:** El rango de temperatura va desde los 45 hasta los 80 °C. La actividad bacteriana es alta y el tiempo de digestión se encuentra entre los 10 y los 15 días. A estas temperaturas se eliminan parte de los microorganismos patógenos pero se corre el riesgo de que el proceso se vuelva inestable.

Como se puede apreciar, el crecimiento de las poblaciones de bacterias aumenta con la temperatura, reduciendo considerablemente el tiempo de residencia de la materia orgánica dentro del digestor.

Generalmente los digestores continuos están diseñados para trabajar en régimen mesófilo puesto que el régimen termófilo es más costoso y difícil de controlar.

En la actualidad en procesos discontinuos se está llevando a cabo la implementación de dos etapas de digestión, una primera termófila y a continuación una segunda mesófila donde se llega a un equilibrio entre tiempo de digestión y estabilidad del proceso.

#### **6.2.4.4 Humedad**

Como ya se ha explicado anteriormente la humedad del sustrato introducido en el digestor puede limitar la etapa de hidrólisis debido a que las enzimas no pueden disolver los macronutrientes contenidos en la materia orgánica. Por esta razón la homogeneización del sustrato durante el pretratamiento es tan importante.

El rango óptimo de humedad se encuentra entre el 70 y el 80%.

#### **6.2.4.5 Relación C/N**

Las bacterias metanogénicas se alimentan principalmente de carbono y de nitrógeno. El carbono proporciona la energía mientras que el nitrógeno es utilizado para formar nuevas células.

La relación C/N óptima es de 30:1, es decir, la materia orgánica cuenta con 30 veces más carbono que nitrógeno. Si la relación C/N es mayor la degradación de la materia orgánica se vuelve lenta debido a la falta de nitrógeno, en cambio si la relación C/N es menor la etapa metanogénica queda prácticamente inhibida.

Los procesos anaeróbicos necesitan otros nutrientes a parte del carbono y el nitrógeno, como es el fósforo (entre 1/7 y 1/5 la cantidad de nitrógeno) y en menor medida níquel, cobalto, hierro y zinc. **[REF.16]**

#### **6.2.5 TIPOS DE REACTORES ANAEROBIOS**

Debido a que las plantas de tratamiento de RSU manejan volúmenes de residuos altos es necesario el uso de reactores anaerobios que mantengan altas concentraciones de microorganismos y trabajen de forma continua. Por estas razones los más utilizados son los reactores de mezcla completa y los de flujo pistón.

### 6.2.5.1 Reactores de mezcla completa (RMC)

Tienen forma cilíndrica vertical, están fabricados en hormigón pretensado o acero y pueden alcanzar volúmenes útiles de 2000 m<sup>3</sup>. Funciona de manera continua con entrada de fracción orgánica (sustrato) y salida de digesto respectivamente.

La característica principal de este tipo de reactores es que la concentración tanto de sustrato como de microorganismos permanece constante en el volumen del reactor. Esta distribución uniforme se logra mediante agitación mecánica o neumática (recirculación e inyección de parte del biogás producido).

Otra característica de este tipo de reactores es que la biomasa no va fija al reactor, es decir, los microorganismos abandonan el digestor junto a la materia digerida.

Existen dos tipos de RMC, con o sin recirculación de biomasa. La principal diferencia entra ellos radica en la reutilización de parte de los microorganismos, recogidos a la salida del digestor mediante un decantador, para ser posteriormente recirculados. Esto hace que el tiempo que permanece la materia orgánica dentro del digestor sea menor.

Los RMC sin recirculación son los más utilizados en el tratamiento de RSU.

La **Figura 2** muestra esquemáticamente el diagrama de flujo de un reactor de mezcla completa sin recirculación.

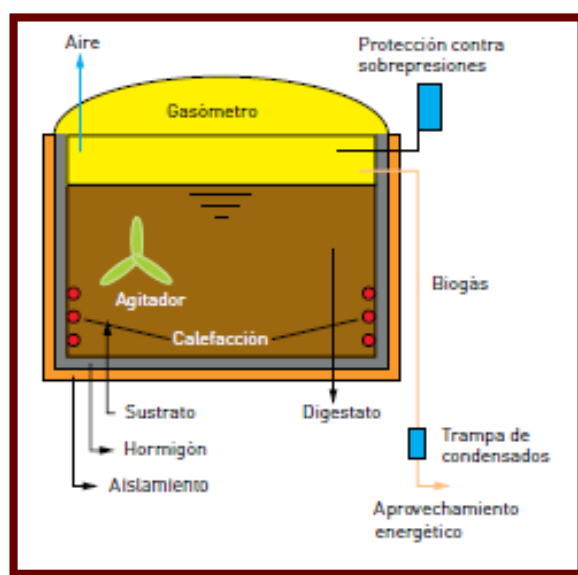


Figura 2: RMC sin recirculación.

- **Residuos más apropiados:** Pueden usar cualquier tipo de mezcla de residuo biodegradable que no supere el 20% en sólidos totales.

▪ **Ventajas:**

- ✓ Es una tecnología versátil y relativamente sencilla.
- ✓ Coste reducido.
- ✓ Posibilidad de trabajar de forma continua, semicontinua o discontinua.
- ✓ En general es posible llevar a cabo el mantenimiento de los equipos internos sin vaciar el digestor.
- ✓ Para ciertos casos se puede acoplar una cubierta de membrana flexible con el consiguiente ahorro del gasómetro.

▪ **Desventajas:**

- ✓ Dificultad en mantener una temperatura homogénea en el interior el digestor.
- ✓ Es necesario tiempos de retención hidráulicos superiores a los reactores de flujo pistón.
- ✓ Formación de costras.

#### ***6.2.5.2 Reactores de flujo pistón***

Este tipo de reactores tienen forma cilíndrica, pueden colocarse verticalmente u horizontalmente y pueden alcanzar volúmenes útiles de hasta 3000 m<sup>3</sup>. La peculiaridad de estos reactores es que las concentraciones tanto de sustrato como de microorganismos son diferentes en cada sección del digestor. Funcionan de manera continua utilizando el empuje producido por la incorporación del nuevo sustrato para desplazar la materia orgánica de manera longitudinal a lo largo del digestor.

La agitación necesaria en estos digestores es menor que en los de mezcla completa y puede ser tanto mecánica como neumática.

La principal característica de este tipo de reactores es que se pueden diferenciar claramente las diferentes etapas del proceso de digestión anaerobia a lo largo de la longitud del digestor. A la entrada del sustrato se identifican las etapas de hidrólisis y acidificación mientras que a la salida se lleva a cabo la etapa metanogénica.

La **Figura 3** muestra esquemáticamente el diagrama de flujo de un reactor de flujo pistón en configuración horizontal.

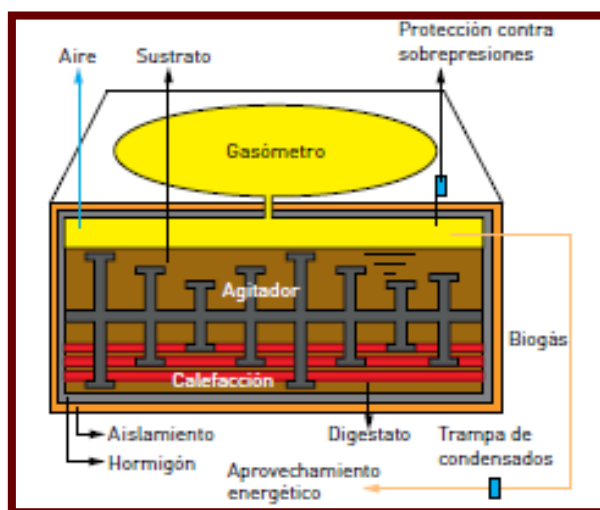


Figura 3: Reactor de flujo pistón.

- **Residuos apropiados:** Pueden usar cualquier tipo de mezcla de residuo biodegradable con un contenido en sólidos totales entre el 20 y el 40%.
- **Ventajas:**
  - ✓ Menor riesgo de formación de costras debido a su construcción.
  - ✓ Se requiere menor tiempo de retención hidráulico debido a la separación de etapas.
  - ✓ Sistema de calefacción más eficiente debido a su diseño compacto.
- **Desventajas:**
  - ✓ Mayor inversión por unidad de volumen con respecto a los RMC.
  - ✓ Es imprescindible el vaciado del digestor para llevar a cabo el mantenimiento interno del digestor.

### 6.2.6 PARÁMETROS DE FUNCIONAMIENTO EN LOS REACTORES ANAEROBIOS

- **Tiempo de retención hidráulico (TRH):** En procesos continuos este parámetro representa el tiempo de residencia que debe permanecer el sustrato en el interior del reactor. El TRH puede definirse a través de la ecuación ( 1 ):

$$TRH [ días ] = \frac{V_R}{\dot{V}} \frac{[m^3]}{[m^3/día]} \quad ( 1 )$$

Donde  $V_R$  es el volumen útil del reactor y  $\dot{V}$  es el volumen de sustrato que se introduce por día.

Tanto para los reactores de mezcla perfecta como para los de flujo pistón, la mayor parte de la digestión de la fracción orgánica de los RSU se produce en los primeros 20 días.

Como se observa en la **Figura 4** el crecimiento bacteriológico dentro de un reactor anaerobio consta de tres etapas:

- **Etapas (I):** Se la conoce con el nombre de etapa de arranque. Esta etapa se puede acortar recirculando parte de la biomasa extraída del digesto.
- **Etapas (II):** Se la conoce con el nombre de etapa de estabilización y es donde mayor cantidad de metano se produce.
- **Etapas (III):** Se la conoce con el nombre de etapa de declive. Durante esta etapa se produce un descenso asintótico en la población bacteriana hasta un valor máximo dependiendo del sustrato.

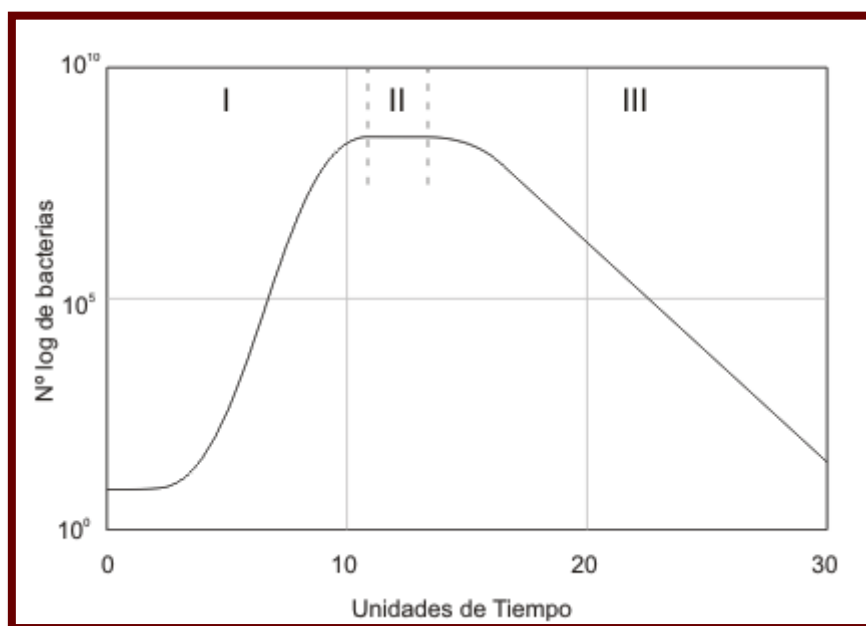


Figura 4: Etapas del crecimiento bacteriológico en el interior del reactor.

- **Grado de agitación del sustrato:** La producción de metano depende de la actividad de las bacterias y por tanto del contacto existente entre éstas y el sustrato.

Existen tres tipos de agitación:

- **Mecánica:** se lleva a cabo a través de agitadores eléctricos.
- **Neumática:** Se lleva a cabo a través de la inyección de parte del biogás producido.
- **Hidráulica:** Se lleva a cabo mediante la recirculación de biomasa con bombas de tornillo.

La agitación aumenta la producción de metano y disminuye el TRH del sustrato por tres razones:

- Distribución uniforme de las poblaciones de bacterias dentro del sustrato.
- Homogeneización de la temperatura dentro del reactor.
- Prevención de la formación de costras en el sustrato.

- **Velocidad de carga orgánica (VCO):** Mide la cantidad de materia orgánica biodegradable que es introducida en el digester al día ( $\dot{V}$ ). El porcentaje de materia orgánica contenida en el sustrato se estima mediante el parámetro de Sólidos Volátiles (SV). **[REF.17]**  
La VCO se representa mediante la ecuación ( 2 ):

$$VCO = \frac{SV}{\dot{V}} \frac{[kg]}{[m^3]} \quad (2)$$

### **6.2.7 CO-DIGESTIÓN ANAEROBIA COMO MEDIDA FRENTE A LA ESTACIONALIDAD DE LOS RSU**

Durante los periodos vacacionales las grandes ciudades sufren una gran disminución de población y por tanto una merma importante en el volumen de residuos que generan. Debido a esta razón y a que los reactores están configurados para trabajar de manera continua, se hace indispensable la mezcla de varios sustratos de origen diferente para lograr una composición del residuo adecuada. Este procedimiento de mezcla de varias fuentes de sustrato se conoce con el nombre de co-digestión anaerobia.

La opción que aporta mayor producción de metano es la mezcla de RSU y lodos de depuradora con alta concentración en materia orgánica.

## **7. POSIBLES USOS DEL BIOGÁS**

Los distintos usos que se le pueden dar al biogás dependen directamente de su contenido en metano. Para el uso y el transporte se hace imprescindible aumentar su poder calorífico así como la eliminación de compuestos perjudiciales. Los principales usos que en la actualidad se le da al biogás son la producción de electricidad mediante cogeneración, como combustible para vehículos, para su inyección a la red de gas natural o para su uso en celdas de combustible.

### **7.1 COGENERACIÓN**

La cogeneración consiste en la obtención de electricidad mediante la combustión del biogás en motogeneradores de manera directa y la recuperación de calor procedente de los gases de escape. Dicho calor será posteriormente usado para calefacción o para la obtención nuevamente de electricidad en turbinas de baja presión, aumentando significativamente la eficiencia del sistema.

Los grupos motogeneradores pueden disponer de dos tipos de motores de combustión interna:

- **Motores de ciclo Otto:** Son motores de cuatro tiempos y encendido por bujía, adaptados para poder quemar todo tipo de biogás. Están disponibles en potencias que van desde los 50 kW hasta varios MW y alcanzan eficiencias eléctricas del 40%.

- **Motores de encendido diésel:** El encendido de estos motores se lleva a cabo mediante la inyección de diésel en la mezcla (hasta el 10%). Son capaces de quemar todo tipo de biogás y alcanzan potencias de 540 kW. Las eficiencias eléctricas están en torno al 30% y generan más emisiones que los motores de ciclo Otto.

## ***7.2 COMBUSTIBLE PARA VEHÍCULOS***

Para poder utilizar el biogás como combustible para vehículos, este debe alcanzar un contenido mínimo en metano del 95%.

Desde 2008 en las grandes ciudades españolas como Madrid o Barcelona se está llevando a cabo la renovación de su parque de autobuses públicos con la incorporación de nuevos autobuses que utilizan el metano como combustible. Las emisiones de CO<sub>2</sub> de dichos vehículos se ven reducidas un 20 % con respecto a los que usan gasolina o diésel. Por el contrario necesitan disponer de depósitos muy grandes siendo su autonomía máxima de 150 km.

## ***7.3 INYECCIÓN A RED***

En España tanto la calidad del biogás como el caudal máximo permitido para la inyección a Red vienen recogidos en el "Protocolo de detalle PD-01". **[REF.9]**

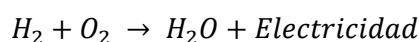
PROPIEDAD	UNIDAD	MÍNIMO	MÁXIMO
Metano (CH <sub>4</sub> )	mol %	95	-
CO <sub>2</sub>	mol %	-	2
O <sub>2</sub>	mol %	-	0,3
CO	mol %	-	2
H <sub>2</sub>	mol %	-	5
Compuestos Halogenados: Flúor/Cloro	mg/m <sup>3</sup>	-	10/1
Amoníaco (NH <sub>3</sub> )	mg/m <sup>3</sup>	-	3
Mercurio	μg/m <sup>3</sup>	-	1
Siloxanos	mg/m <sup>3</sup>	-	10
Benceno, Tolueno, Xileno (BTX)	mg/m <sup>3</sup>		500
Microorganismos	-	Técnicamente puro	
Polvo / Partículas	-	Técnicamente puro	

Tabla 5: Especificaciones de calidad del gas procedente de fuentes no convencionales introducido en el Sistema Gasista.

El caudal máximo de inyección permitido en la red de transporte troncal es de 5000 Nm<sup>3</sup>/h a presiones superiores a los 70 bares.

#### 7.4 PILAS DE COMBUSTIBLE

El funcionamiento de una pila de combustible radica en la obtención de electricidad a partir de una reacción química. En su interior se produce el efecto inverso a la electrólisis del agua, es decir, obtener agua y electricidad a partir de hidrógeno y oxígeno.



El biogás con un contenido en metano superior al 97% se utiliza para la obtención del hidrógeno, que es el combustible que se inyecta en el ánodo. Los métodos más



utilizados para transformar el metano en hidrógeno son el reformado con vapor de agua, la oxidación parcial y el auto reformado.

Es una tecnología que se encuentra en vías de desarrollo por la complejidad del proceso de obtención del hidrógeno y los altos costes de inversión necesarios.

A diferencia de las baterías, las pilas de combustible trabajan de manera continua sin necesidad de ser recargadas siempre y cuando no falten el combustible y el oxidante.

## 8. TECNOLOGÍAS DE PURIFICACIÓN DEL BIOGÁS

El biogás que se obtiene del digestor anaerobio cuenta únicamente con un 50% de metano. El resto de su contenido está formado principalmente por  $\text{CO}_2$ ,  $\text{H}_2\text{S}$ ,  $\text{NH}_3$ , agua y trazas de partículas.

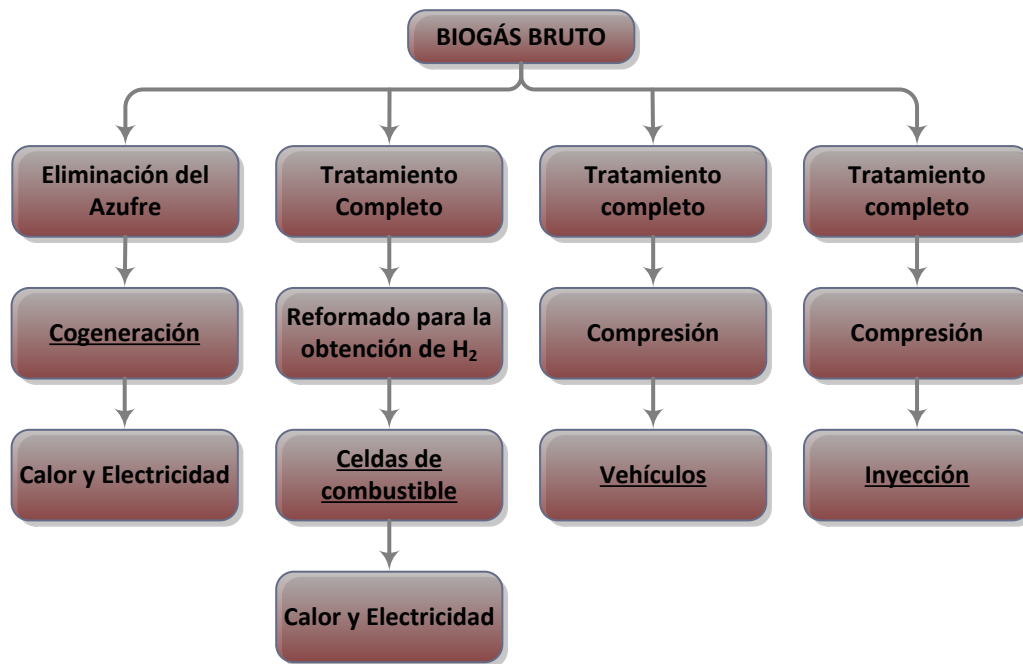
El proceso de purificación consiste en eliminar una parte o la gran mayoría de los contaminantes contenidos en el biogás dependiendo del uso al que este destinado.

La **Tabla 6** recoge los posibles efectos causados por los principales contaminantes disueltos en el biogás.

COMPONENTE	POSIBLE EFECTO
$\text{CO}_2$	Reducción del poder calorífico
$\text{H}_2\text{S}$	Corrosión, Toxicidad, formación de $\text{H}_2\text{SO}_4$
Agua	Formación de condensados y soluciones ácidas
$\text{NH}_3$	Formación de óxidos de nitrógeno durante la combustión
Partículas	Obturación

*Tabla 6: Posibles efectos que causan las diferentes sustancias que componen el biogás.*

Y el **Esquema 4** recoge lo exhaustivo que debe ser el proceso de purificación dependiendo del uso que se le vaya a dar al biogás.



Esquema 4: Contaminantes a eliminar del biogás dependiendo del uso.

El tratamiento completo implica un contenido en metano mínimo del 95 %.

Ahora se procede a la explicación de las diferentes tecnologías que se pueden emplear para la eliminación de cada sustancia.

### 8.1 AGUA

Generalmente el agua es retirada por métodos físicos como las trampas de humedad y los separadores ciclónicos.

- **Trampas de humedad:** Se basan en expandir el biogás para hacer descender su temperatura lo suficiente para condensar el agua que contiene.
- **Separador ciclónico:** El agua se extrae mediante la fuerza centrífuga.

Ambos métodos tienen la ventaja de usar una tecnología muy sencilla pero la desventaja de trabajar con el biogás a presión atmosférica.

### 8.2 H<sub>2</sub>S

El ácido sulfhídrico se puede retirar durante o después de la digestión.

- **Durante la digestión:**
  - Añadiendo Oxígeno: Consiste en introducir una pequeña parte de aire durante la digestión para reducir el H<sub>2</sub>S a azufre elemental. Se deben extremar las precauciones ya que el proceso es anaerobio y las bacterias morirían tras un contacto prolongado con oxígeno.
- **Después de la digestión:**
  - Añadiendo Óxido de hierro e Hidróxido de hierro: Para que reaccione con el ácido sulfhídrico.

La principal ventaja es su alta eficiencia pero por el contrario resulta ser bastante costosa por el proceso de regeneración del óxido de hierro.

- Absorción en líquidos: Puede ser absorción física o química. En la absorción física el biogás se pone en contraflujo con una corriente de agua en condiciones de alta presión. Como los principales contaminantes contenidos en el biogás son más solubles que el metano a esas presiones, pasan a la corriente líquida. En la absorción química el líquido usado como disolvente es una disolución de sosa cáustica (NaOH). En este caso la presión utilizada es menor que para la absorción física pero el  $H_2S$  reacciona con la disolución, formando sales de sodio pero aumentando la efectividad.
- Secadores por adsorción: Están basados en el hecho de que bajo ciertas presiones los gases tienden a ser atraídos hacia superficies sólidas (carbón activo o zeolitas). Se denomina carbón activo porque está impregnado de un catalizador (KI o  $H_2SO_4$ ) que acelera la reacción. El dispositivo está compuesto por dos tanques rellenos de dichos sólidos trabajando en paralelo. Mediante fluctuaciones de presiones uno de ellos trabaja adsorbiendo el vapor de agua, mientras que el otro se regenera y así sucesivamente.

Tienen la ventaja de ser muy eficientes pero se trata de una tecnología bastante costosa debido a las altas presiones a las que se trabaja (6-9 bares) y a la alta temperatura necesaria para la regeneración (200 °C)

- Membranas: Se tratan de membranas semipermeables que se encuentran mojadas por una disolución de NaOH por un lado. El biogás se encuentra presurizado por lo que el  $H_2S$  atraviesa los poros de la membrana para pasar a la corriente líquida. Se alcanzan eficiencias del 98 % pero se trata de una tecnología que se encuentra todavía en periodo de investigación.

### 8.3 $CO_2$

El dióxido de carbono se puede eliminar mediante las siguientes tecnologías.

- **Absorción en líquidos:** Al igual que el  $H_2S$  el  $CO_2$  puede ser eliminado mediante el lavado con agua a alta presión o mediante el lavado en una disolución de aminas.
- **Membranas:** Pero en este caso la disolución debe ser de aminas.
- **Adsorción en carbón activo:** Al igual que el  $H_2S$ .
- **Separación criogénica:** Consiste incrementar la presión del biogás a 200 bares a temperaturas muy bajas para conseguir su licuación. Una vez en estado líquido se hace pasar por tamices moleculares para eliminar el  $CO_2$ . Se alcanzan contenidos en metano superiores al 98 % pero el alto consumo energético hace que sea una tecnología muy costosa.

### 8.4 $NH_3$

El amoníaco a gran escala suele ser eliminado mediante disoluciones de ácido nítrico o ácido sulfúrico. Para utilizar estas disoluciones son necesarias instalaciones enteras realizadas en acero inoxidable, que no son rentables a pequeña escala como es la limpieza de biogás.

En este caso la tecnología más utilizada es la adsorción en carbón activo.

Como conclusión se puede decir que la opción más viable para la purificación de biogás es la del lavado en agua con alta presión ya que se puede eliminar de manera simultánea tanto el  $\text{CO}_2$  como el  $\text{H}_2\text{S}$  y no es tan costosa como la adsorción en carbón activo. **[REF.18]**

En punto 9 de este proyecto se comprobará como un caso de estudio real como es el Parque Tecnológico de Valdemingómez, utiliza la tecnología de absorción sin reacción química para eliminar de manera simultánea  $\text{CO}_2$  y  $\text{H}_2\text{S}$ . El amoníaco y los siloxanos se eliminarán por adsorción en carbón activo en un proceso posterior.

## **9. POSIBLES USOS DEL $\text{CO}_2$**

El  $\text{CO}_2$  que se extrae del biogás para aumentar su poder calorífico puede ser utilizado por multitud de industrias tras ser sometido a un proceso de limpieza. El  $\text{CO}_2$  se comercializa en estado sólido, líquido y gaseoso, con un precio en torno a 0,054 €/kg. Entre las industrias que lo emplean destacan las siguientes:

- **Industria química:** Dentro de esta amplia industria el  $\text{CO}_2$  se utiliza como regulador del pH, para la extinción del fuego, para purificaciones o para el teñido de polímeros y otras fibras animales o vegetales. También es usado para controlar la temperatura de los reactores nucleares.
- **Industria alimentaria:** Se emplea para la carbonatación de bebidas gaseosas y para aumentar la duración de los alimentos mediante atmósferas inertes. Otro uso dentro de esta industria sería la eliminación de la cafeína del café.
- **Industria médica:** Se emplea para crear una atmósfera similar a la que hay en el interior de un cuerpo humano durante la manipulación de órganos para trasplantes.
- **Industria metalúrgica:** Se emplea para la eliminación de humos durante la carga de chatarra de los hornos eléctricos de arco. También se emplea como gas de protección durante la soldadura. **[REF.19]**

## **10. CASO DE ESTUDIO (PARQUE TECNOLÓGICO DE VALDEMINGÓMEZ)**

El Parque Tecnológico de Valdemingómez está situado en el municipio madrileño de Rivas Vaciamadrid junto a la autopista A-3. Fue inaugurado en 1978 con la creación del vertedero de Valdemingómez y ha ido evolucionando rápidamente hasta la apertura de sus dos plantas de biometanización y de tratamiento de biogás en 2008.

El Parque tecnológico de Valdemingómez gestiona 1,6 millones de toneladas de residuos anuales de la ciudad de Madrid y genera 249.335 MWh de energía eléctrica, equivalentes al consumo eléctrico anual de 71.500 viviendas. También supone un ahorro en emisiones de gases de efecto invernadero de 884.457 toneladas anuales de  $\text{CO}_2$  equivalente, mediante la incineración y la valorización energética. La ciudad de



Madrid dispone de un servicio municipal de recogida de residuos de manera selectiva que puede dividirse en:

- **La bolsa amarilla (briks, envases de plástico y envases de metal).**
- **Vidrio.**
- **Papel y cartón.**
- **La bolsa de restos (restos orgánicos de alimentos y demás restos que no están incluidos en los grupos anteriores).**

El Parque Tecnológico de Valdemingómez está formado por cuatro plantas: La Paloma, Las Dehesas, Las Lomas y La Galiana. **[REF.20]**

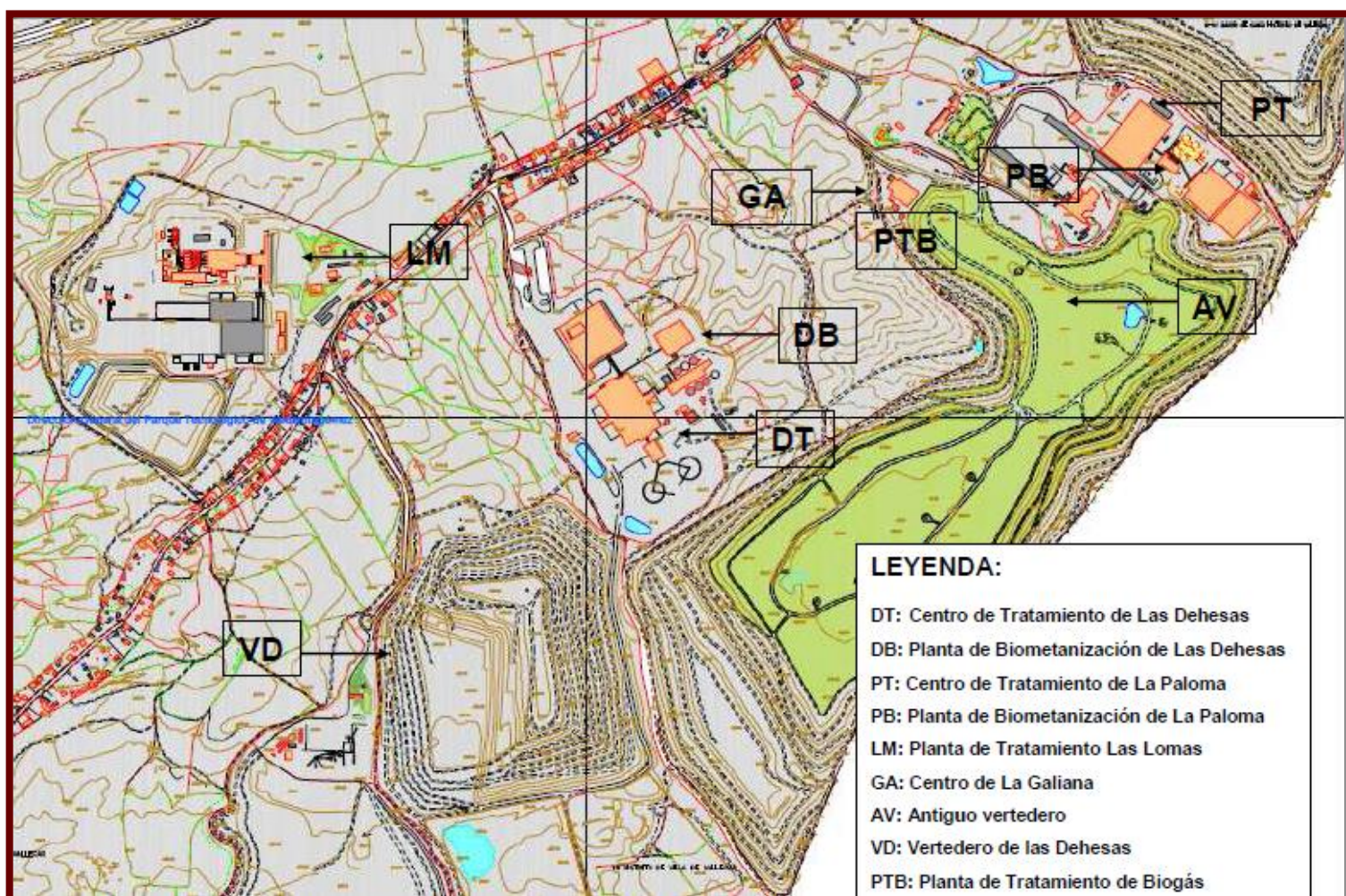


Figura 5: Emplazamiento del Parque Tecnológico de Valdemingómez.

El proceso de biometanización o digestión anaerobia se realiza en dos plantas dentro del Parque Tecnológico de Valdemingómez, en la planta de La Paloma y en la planta de Las Dehesas. Ambas plantas trabajan de manera independiente y cuentan con instalaciones similares adaptadas al volumen de residuo que trata cada una. La finalidad de trabajar en paralelo permite la posibilidad de gestionar residuo en caso de parada de alguna de las plantas. El biogás que se produce tanto en la planta de La Paloma como en la planta de Las Dehesas posee las mismas características y se envía conjuntamente a la planta de tratamiento de biogás. El funcionamiento general de dichas plantas se explica en el **Anexo A**.

### **10.1 PROCESO DE DIGESTIÓN ANAEROBIA EN LA PLANTA DE LA PALOMA**

Como se aprecia en el **Esquema 5** el proceso consta de tres etapas, pretratamiento, biometanización y tratamiento de lixiviados.

#### **10.1.1 PRETRATAMIENTO**

La materia orgánica entra en un trómel con 60 mm de malla para la eliminación de restos de plástico y otros desechos de tamaño superior al permitido, por lo que son rechazados.

La materia seleccionada pasa posteriormente a un sistema de cintas inclinadas vibrantes y mallas de cribado con el fin de eliminar elementos rodantes inertes como vidrios y arenas.

Dichos desechos junto con los que salen del trómel son enviados directamente al vertedero de Las Dehesas.

Después la materia orgánica pasa por un triturador y un separador magnético que le quita los posibles restos de metal que pueda contener.

Las condiciones de trabajo de la línea de pretratamiento son de 33 toneladas de residuo por hora.

#### **10.1.2 DIGESTIÓN ANAEROBIA**

La fracción orgánica procedente de la etapa de pretratamiento es almacenada en un foso pulmón con puente grúa y pulpo que la va introduciendo en un mezclador-homogeneizador de tornillo. Dicho mezclador proporciona la humedad (30%) y la temperatura adecuadas a la materia orgánica seca con vapor de agua. Dicho vapor procede de una caldera que funciona con el excedente de biogás producido en la planta.

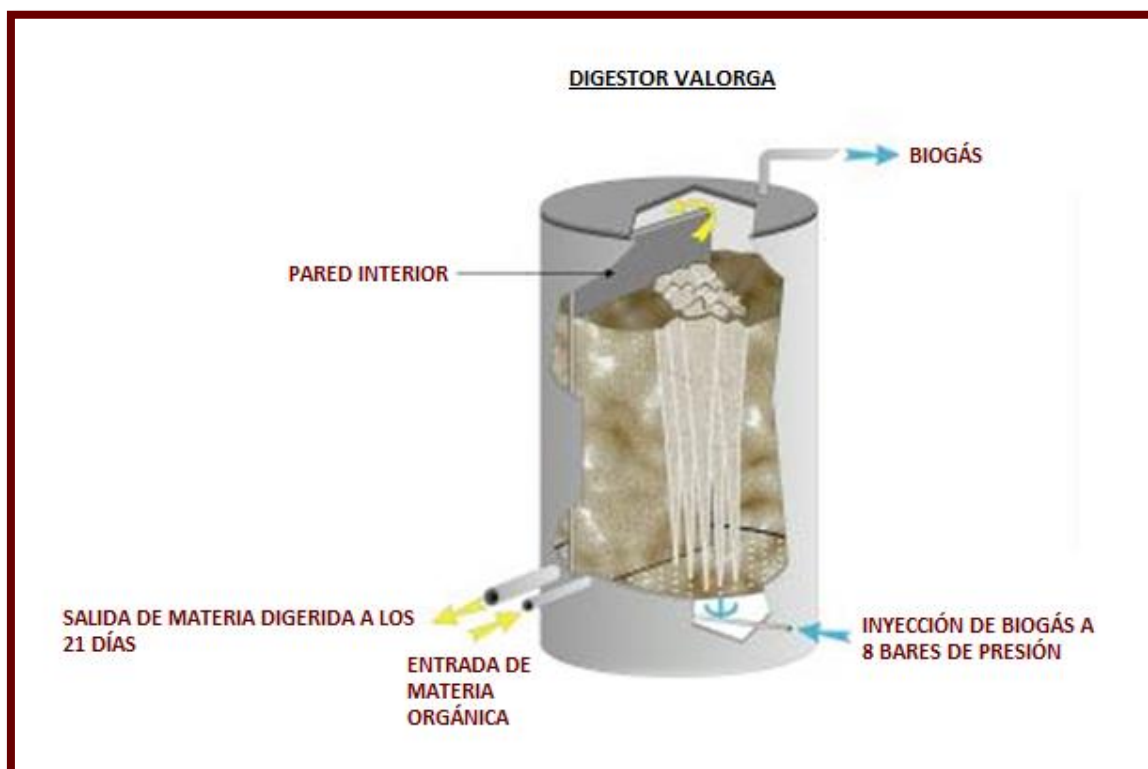
Una vez la materia orgánica está en las condiciones óptimas de humedad y temperatura, es introducida en cuatro digestores de flujo pistón, cilíndricos y verticales, de hormigón mediante una bomba de pistón horizontal.

La planta de la Paloma utiliza la tecnología Valorga para el proceso de digestión anaerobia.

Los cuatro digestores tienen un diámetro interior de 16,5 metros, una altura de 18,5 metros y un volumen útil de 3000 m<sup>3</sup>. Como se aprecia en la **Figura 6** los digestores disponen de una pared vertical interior situada a 2/3 de su diámetro que no llega a alcanzar la longitud del diámetro. Tanto la entrada como la salida de material se encuentran en el lateral del digestor (el orificio de entrada llena la cavidad que supone los 2/3 del volumen del digestor y el orificio de salida vacía la cavidad que supone 1/3 del volumen del reactor). La función de dicha pared es la de obligar a la materia

orgánica a recorrer toda la superficie del digestor y a permanecer el mismo tiempo en su interior, independientemente del día de entrada.

Para la buena homogeneización todos los digestores cuentan con un sistema de agitación neumática y de recirculación del propio biogás por inyección a 8 bares en la base del digestor.



*Figura 6: Digestor con tecnología Valorga usado tanto en la planta de Las Dehesas como en la planta de La Paloma.*





*Figura 7: Planta de digestión anaerobia de La Paloma.*

De los digestores sale el biogás bruto por la parte superior, que es almacenado en un gasómetro de 1820 m<sup>3</sup> de capacidad, para su posterior traslado con ventiladores a la planta de tratamiento de biogás. La línea posee una antorcha de seguridad para poder quemar el biogás si el sistema se sobrecarga. Tras la digestión de la materia orgánica por la parte inferior de los digestores sale el digesto, que es deshidratado mediante prensas de tornillo, mezclado con material estructurante y enviado a la zona de compostaje. El excedente líquido o lixiviado que se obtiene de la deshidratación del digesto es enviado a la zona de tratamiento de lixiviados.

La capacidad máxima bajo diseño de la línea de biometanización es de 151.000 toneladas de residuo biodegradable al año.

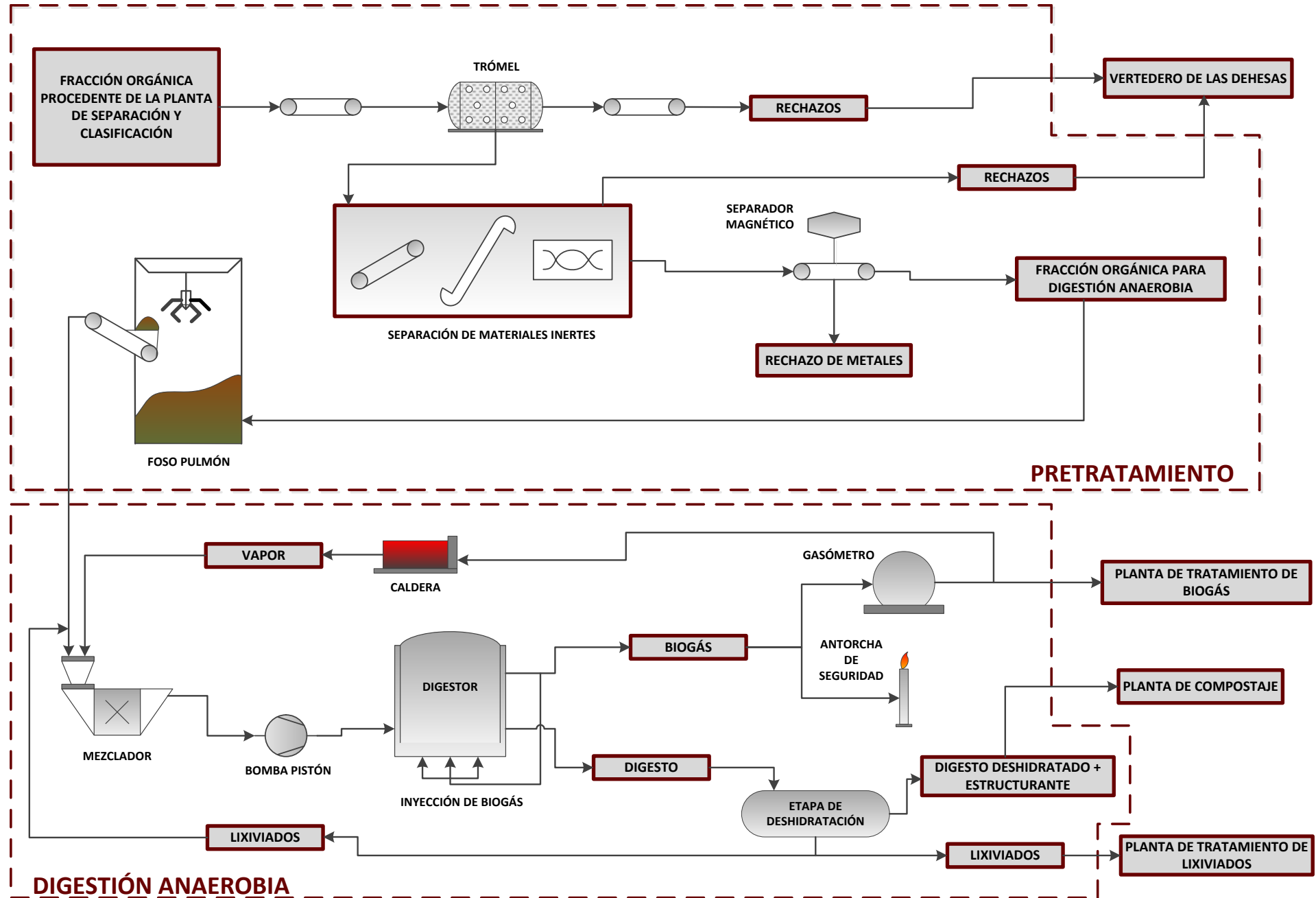
La producción anual de biogás bruto en esta planta es de 13.741.000 Nm<sup>3</sup>.

### **10.1.3 TRATAMIENTO DE LIXIVIADOS**

La línea de tratamiento de lixiviados procesa todo el residuo líquido resultante en la digestión anaerobia. La capacidad máxima de esta línea es de 32.254 m<sup>3</sup> anuales.

Los lixiviados reciben un tratamiento similar al de las aguas de depuradora. Primero son eliminados los posibles restos sólidos suspendidos mediante un tamiz rotativo de 1 mm de malla y una batería de filtrado. Luego se ajusta el pH con sosa cáustica y son introducidos en tres reactores biológicos de mezcla completa para la eliminación del nitrógeno. Por último pasan por un sistema de ultrafiltración y de ósmosis inversa que separa los fangos del agua depurada. Dichos fangos serán posteriormente deshidratados para su compostaje.





Esquema 5: Funcionamiento de la planta de digestión anaerobia de La Paloma.

## **10.2 PROCESO DE BIOMETANIZACIÓN EN LA PLANTA DE LAS DEHESAS**

Como se aprecia en el **Esquema 6** el proceso de biometanización en la planta de Las Dehesas y de La Paloma tienen las mismas etapas.

### **10.2.1 PRETRATAMIENTO**

La materia orgánica llega procedente de la línea de separación y clasificación y de recogida selectiva y se almacena en un foso pulmón de 437,5 m<sup>3</sup> de capacidad.

El puente grúa alimenta un trómel de 60 mm de malla que separa la materia por centrifugado.

A continuación una serie de cintas inclinadas, cintas vibrantes y cribas eliminan los materiales inertes.

Un molino de martillos tritura posteriormente la fracción orgánica seca y un separador magnético elimina las partículas de metal.

### **10.2.2 DIGESTIÓN ANAEROBIA**

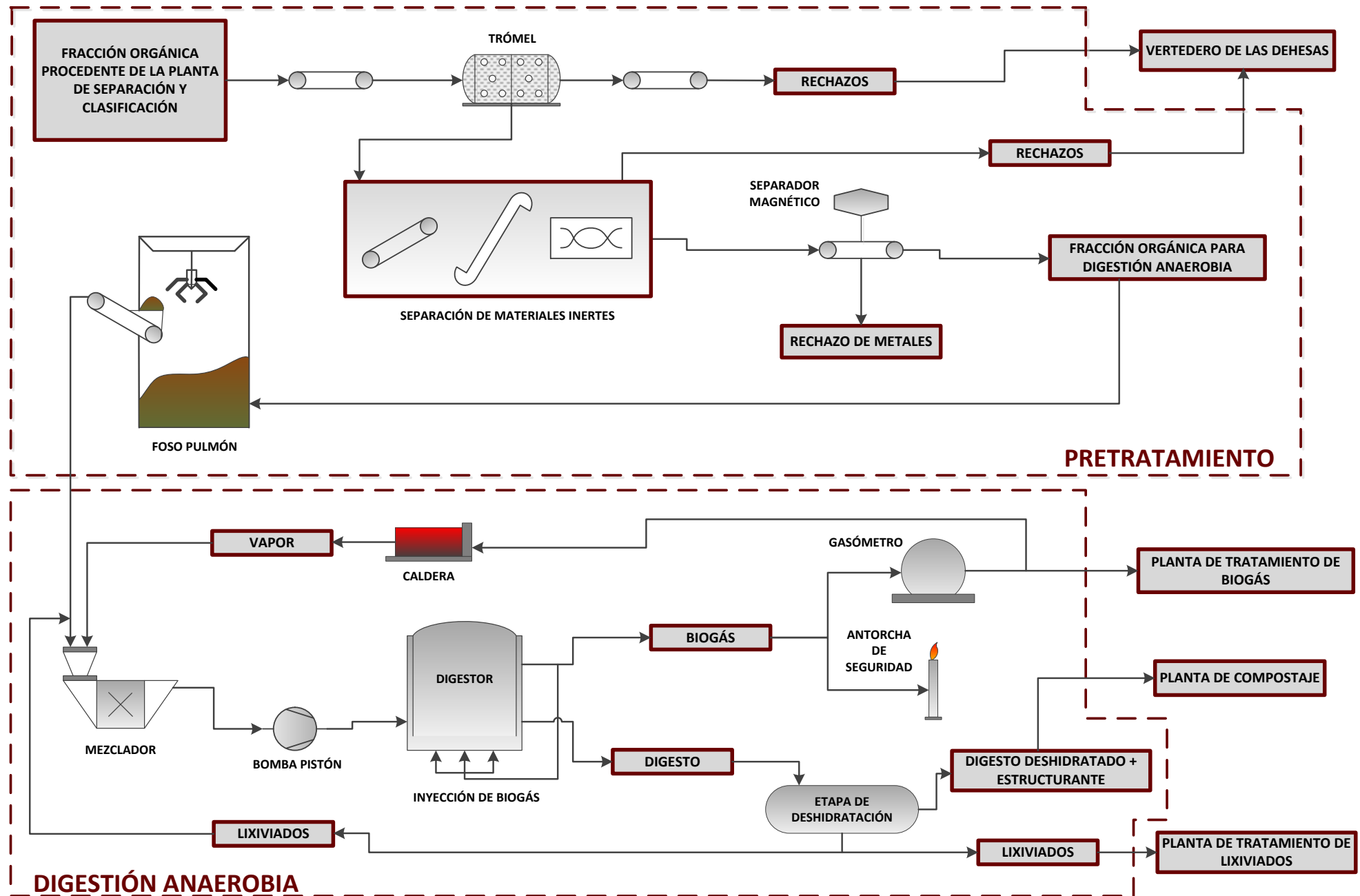
La materia orgánica es pesada e introducida en el mezclador, que la humedece y homogeniza para su impulsión hacia los digestores mediante dos bombas de pistón. Cinco digestores con las mismas características que los descritos en la planta de La Paloma procesan la materia orgánica para producir anualmente 110.542 toneladas de digesto y 20.447.000 Nm<sup>3</sup> de biogás.

El biogás producido en la planta de Las Dehesas contiene un porcentaje mayor de ácido sulfhídrico, por lo que pasa por un proceso de desulfuración parcial con filtro precolador antes de enviarse a la planta de tratamiento de biogás.

El digesto se deshidrata con 4 prensas de tornillo y se mezcla con material estructurante para ser enviado a la línea de compostaje.

### **10.2.3 TRATAMIENTO DE LIXIVIADOS**

Sigue el mismo esquema que en la planta de La Paloma pero con un volumen superior de lixiviado tratado, 55.511 m<sup>3</sup> anuales.



Esquema 6: Funcionamiento de la planta de digestión anaerobia de Las Dehesas.

### 10.3 DATOS OPERACIONALES DEL PROCESO DE BIOMETANIZACIÓN Y COMPOSICIÓN DEL BIOGÁS

El proceso de biometanización que se realiza tanto en la planta de Las Dehesas como en la de La Paloma cumplen las siguientes condiciones:

Tiempo de retención = 21 días
Temperatura en régimen mesófilo = 37 - 40 °C
Condiciones anaerobias
pH = 7 - 7,2
Relación C/N = 30
Humedad = 70%
Vaciado y limpieza de los reactores = 12 – 24 meses

Tabla 7: Condiciones operacionales del proceso de digestión anaerobia en las plantas de Las Dehesas y La Paloma.

La composición del biogás bruto producido en ambas plantas se detalla a continuación:

	LA PALOMA	LAS DEHESAS
Caudal medio	1.564 $Nm^3/h$	2.317 $Nm^3/h$
Caudal anual	13.741.000 $Nm^3/año$	20.447.000 $Nm^3/año$
Metano (CH <sub>4</sub> )	55 – 65 % v	55 – 65 % v
Dióxido de carbono (CO <sub>2</sub> )	35 – 45 % v	35 – 45 % v
Oxígeno (O <sub>2</sub> )	0,1 % v	0,1 % v
Sulfuro de hidrógeno (H <sub>2</sub> S)	2500 ppm – 3000 ppm	2500 ppm – 3500 ppm
Amoníaco (NH <sub>3</sub> )	50 $mg/m^3$	50 $mg/m^3$
Siloxanos	10 $mg/m^3$	10 $mg/m^3$
Presión	40 mbar – 250 mbar	40 mbar – 250 mbar
Temperatura	15°C – 40°C	15°C – 40°C
Punto de rocío	10°C	10°C

Tabla 8: Composición del biogás bruto en las plantas de Las Dehesas y La Paloma.

#### ***10.4 PROCESO DE PURIFICACIÓN DEL BIOGÁS EN LA PLANTA DE TRATAMIENTO DE BIOGÁS***

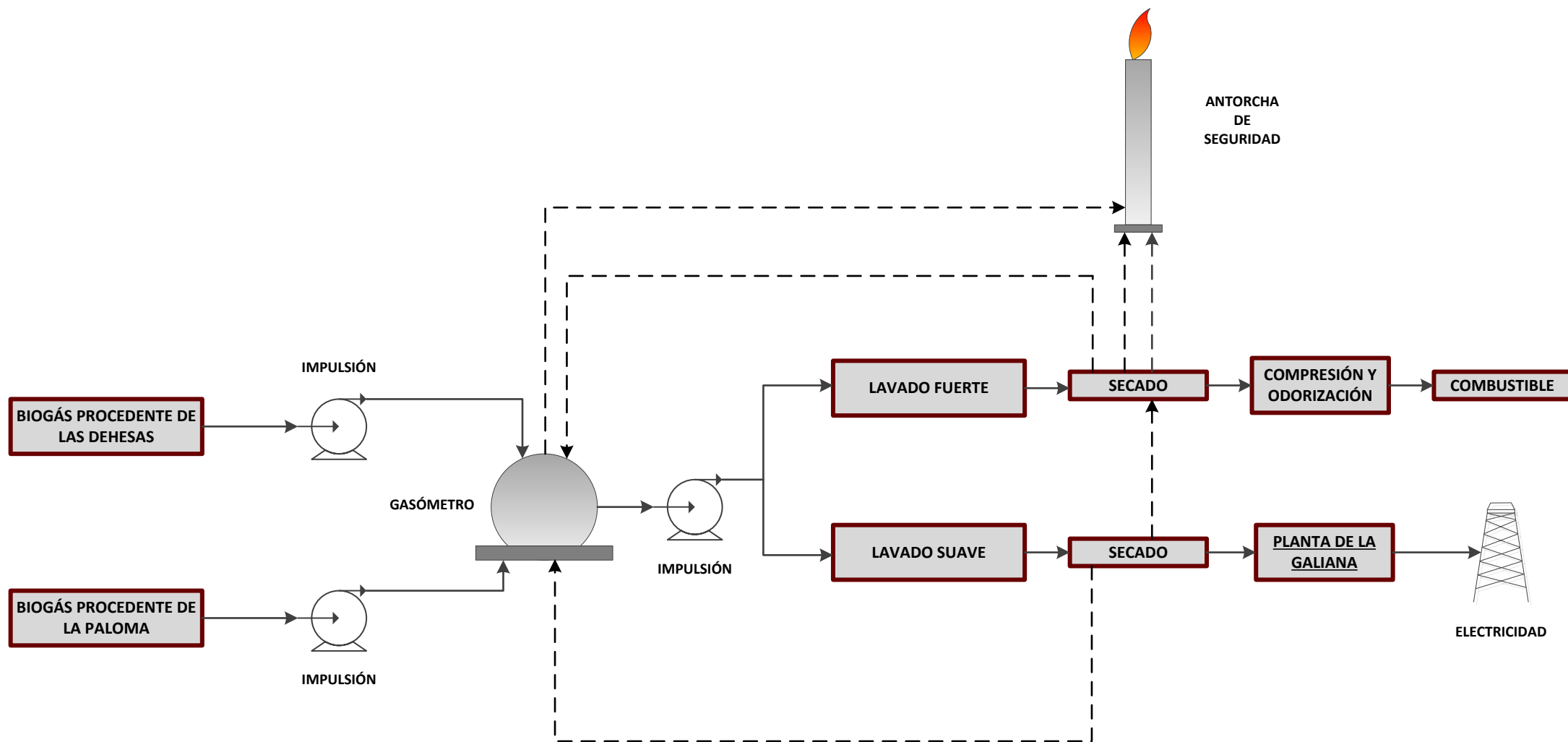
El **Esquema 7** muestra el funcionamiento de la planta de Tratamiento de Biogás.

Todo el biogás producido en la planta de La Paloma y de Las Dehesas es enviado a la planta de Tratamiento de Biogás mediante ventiladores hasta un gasómetro común donde espera para ser purificado. La planta cuenta con una antorcha de seguridad para la quema del posible excedente de biogás como medida de seguridad.

En esta instalación existen dos líneas de tratamiento de biogás que trabajan de forma simultánea conocidas con los nombres de Lavado Suave y Lavado Fuerte. Ambas líneas comparten el sistema de impulsión y están diseñadas para trabajar conjuntamente en modo Lavado Fuerte o en modo Lavado Suave pero no de manera independiente.

Cuando las líneas trabajan en el modo Lavado Suave, purifican biogás con el fin de ser transformado en electricidad en la planta de La Galiana mientras que cuando trabajan en el modo Lavado Fuerte, se purifica para su inyección a la Red de Enagas.

Las dos líneas son idénticas en cuanto a componentes se refiere, pero trabajan bajo condiciones distintas dependiendo del grado de pureza requerido en el biogás. Están dimensionadas para el tratamiento de un caudal total de 4.000 Nm<sup>3</sup>/h o 2.000 Nm<sup>3</sup>/h por línea.



*Esquema 7: Funcionamiento de la planta de Tratamiento de Biogás.*

#### 10.4.1 LAVADO FUERTE O PURIFICACIÓN MÁXIMA

De aproximadamente los 35.000.000 Nm<sup>3</sup>/año de biogás que se producen en el Parque Tecnológico de Valdemingómez, sólo 11.400.801 Nm<sup>3</sup>/año son tratados para su inyección en el sistema gasista.

Trabajando en esta modalidad se establece una disponibilidad mínima anual del 87,21% y un rendimiento de al menos 1000 Nm<sup>3</sup>/h.

Una vez alcanzado un contenido en metano entre el 95 y 99% el biogás pasa por la estación de odorización y compresión. Durante esta etapa se le aporta el olor característico al gas para permitir su detección, añadiendo tetrahidrotiofeno (THT) y se comprime a 72 bares de presión para proceder a su inyección en la red.

#### 10.4.2 LAVADO SUAVE O PURIFICACIÓN PARCIAL

De la producción neta anual de biogás, se destinan 14.063.403 Nm<sup>3</sup> con un contenido en metano del 75% para la producción de electricidad. Esto equivale aproximadamente a 35.020 Mwh eléctricos al año.

Las características del biogás a la salida del proceso de Lavado Suave son:

PARÁMETROS	RANGO
CH <sub>4</sub>	60-75 %
CO <sub>2</sub>	< 40%
H <sub>2</sub> S	< 450 mg/Nm <sup>3</sup>
NH <sub>3</sub>	< 90 mg/Nm <sup>3</sup>
O <sub>2</sub>	< 2 %
PARTÍCULAS DE POLVO	< 25 mg/Nm <sup>3</sup>
COMPUESTOS HALOGENADOS	< 330 mg/Nm <sup>3</sup>

Tabla 9: Características del biogás procedente del Lavado Suave.

#### 10.4.3 DESCRIPCIÓN DEL SISTEMA DE PURIFICACIÓN

Como se ha indicado anteriormente ambas líneas de purificación trabajan conjuntamente en las dos modalidades. Constructivamente son idénticas por lo que la explicación del funcionamiento se hará de manera conjunta haciendo hincapié en las condiciones operacionales que diferencian ambas modalidades.

En el **Esquema 8** se representa el funcionamiento individual de ambas líneas de tratamiento. Las líneas de trazo fino representan el circuito del gas mientras que las líneas de trazo grueso representan el circuito del líquido. Las diferentes etapas del proceso se detallan a continuación:

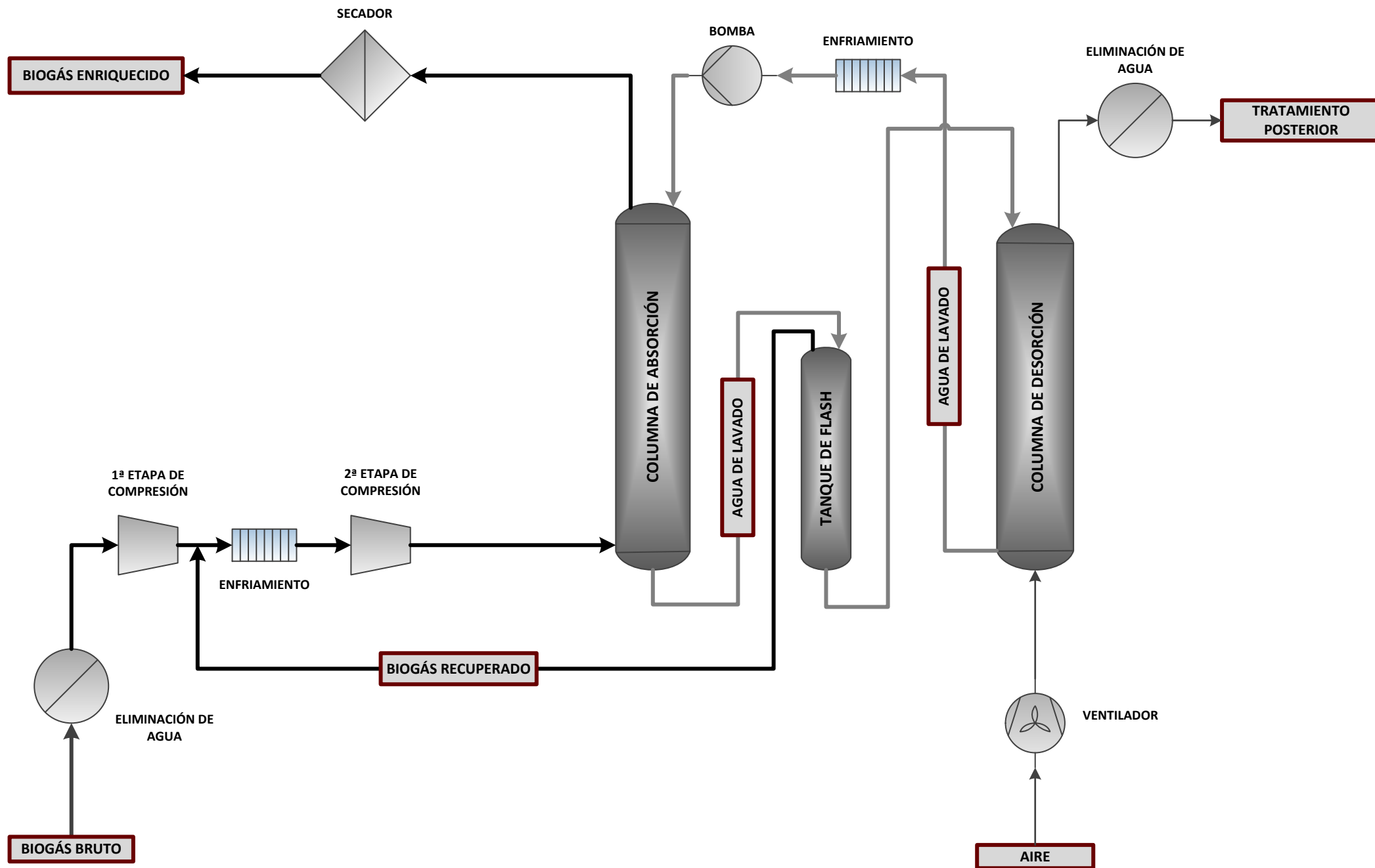
- Análisis del contenido en metano (CH<sub>4</sub>), ácido sulfhídrico (H<sub>2</sub>S) y dióxido de carbono (CO<sub>2</sub>).
- Separación de condensados y partículas. El biogás sale con una presión de 0,25 bares.

- Compresión en dos fases hasta alcanzar los 9 bares en el caso del Lavado Fuerte y 6 bares en el de Lavado Suave. El biogás es enfriado tras la primera compresión para alcanzar una temperatura de trabajo de 30 °C.
- Lavado del biogás con agua en una columna de absorción o Scrubber metálico a presión y temperatura de trabajo. El biogás es introducido por la parte inferior de la columna y circula a contraflujo con el líquido de lavado o disolvente que es pulverizado por la parte superior de la misma. La columna está rellena de elementos diseñados para aumentar la superficie de contacto entre la corriente líquida y la gaseosa. En este caso se trata de un empaque estructurado. El funcionamiento de la columna de absorción reside básicamente en que a presión y temperatura de trabajo (9 bares y 30°C para el Lavado Fuerte y 6 bares y 30°C para el Lavado Suave), la solubilidad del metano en el disolvente es menor que la del ácido sulfhídrico y la del dióxido de carbono.

Se trata de una absorción física, es decir, sin que ambas corrientes reaccionen químicamente. El agua absorbe la mayor parte dióxido de carbono, prácticamente todo el sulfhídrico y un pequeño porcentaje del metano que posteriormente será recuperado. Con este sistema se alcanzan niveles de metano del 99%.

- Secado del biogás ya depurado mediante la tecnología PSA y TSA (Pressure swirl absorption y Temperature swirl absorption). El biogás saturado en humedad circula por dos recipientes rellenos de zeolitas y carbón activo. Aplicando presiones y temperaturas fluctuantes se consigue secar el biogás antes de su envío a la estación de odorización y compresión para el caso del Lavado Fuerte o a la planta de La Galiana para el Lavado Suave.
- Recuperación del metano disuelto en el líquido de lavado. El agua cargada de dióxido de carbono, ácido sulfhídrico y una pequeña parte de metano es introducido en un tanque de Flash, también conocido como columna de Flushing. En ella el líquido se despresuriza hasta 4 bares de presión liberando el pequeño porcentaje de CH<sub>4</sub> y algo del CO<sub>2</sub> y del H<sub>2</sub>S que contenía. El gas es de nuevo recirculado al sistema, justo entre las dos etapas de compresión, para ser lavado nuevamente.
- Regeneración del líquido para su reutilización. A continuación el agua de lavado con la mayor parte del CO<sub>2</sub> y del H<sub>2</sub>S se introduce en una columna de desorción o torre de Stripping. En su interior se da el proceso contrario al de absorción física. El líquido se introduce por la parte superior de una columna cargada de relleno en contracorriente con aire, que arrastra los contaminantes, dejando el líquido listo para su recirculación al Scrubber.
- Limpieza de los gases que salen de la columna de desorción para su expulsión a la atmósfera.





Esquema 8: Funcionamiento de una de las líneas de purificación del biogás.

## 11. DESCRIPCIÓN Y DISEÑO DE LA COLUMNA DE ABSORCIÓN

### 11.1 DESCRIPCIÓN

La columna empacada de absorción es un dispositivo empleado para arrastrar los gases contaminantes del biogás con un disolvente líquido. Como se aprecia en la **Figura 8** está formada por un recipiente cilíndrico metálico, dispuesto de forma vertical, que posee dos entradas y dos salidas.

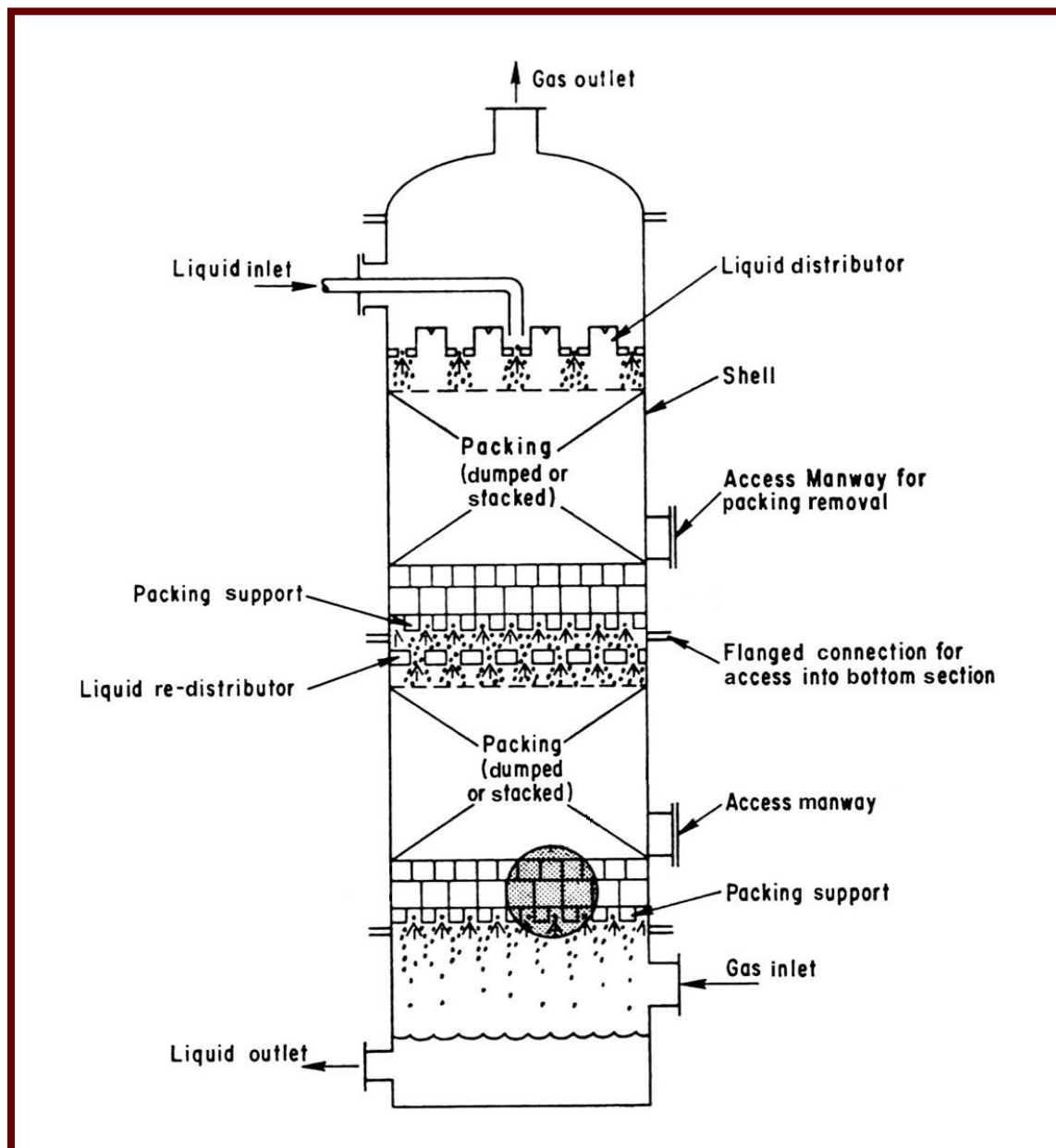


Figura 8: Corte longitudinal de una columna de absorción.

La entrada del biogás y la salida del líquido se encuentran en la parte inferior de la columna mientras que la entrada del líquido y salida del biogás se encuentran en la parte superior de la columna respectivamente.

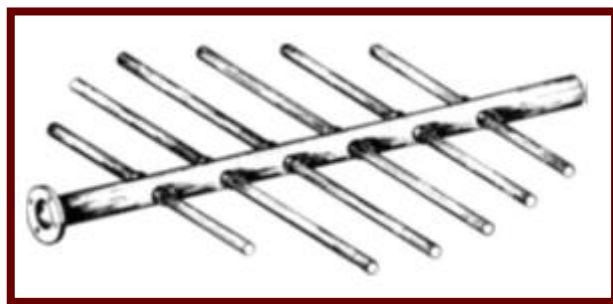
Como se ha descrito anteriormente, la columna esta rellena de un empaque que proporciona una gran superficie de contacto entre las fases líquida y gaseosa.

El líquido es introducido por la parte superior mojando la superficie de empacada, mientras al mismo tiempo, se hace circular el gas en contracorriente atravesando los intersticios que proporciona el empaque.

El líquido puede ser tanto un disolvente puro inerte como una solución diluida que reaccione con el gas. Estas soluciones son generalmente causticas (NaOH, KOH) o aminas. La principal ventaja de usar una solución frente a un disolvente puro es la eficiencia en la absorción a presiones de trabajo más bajas. Por el contrario, al reaccionar el líquido con parte de los contaminantes que porta el gas, se genera un residuo en forma de sal bastante corrosivo, aumentando así los costes en materiales y en mantenimiento.

La **Figura 8** muestra las principales partes que componen la columna empacada de absorción:

- ✓ **Carcasa:** Se trata de un recipiente cilíndrico vertical de acero inoxidable.
- ✓ **Distribuidor del líquido:** Se encarga de mojar uniformemente toda la superficie del empaque. En columnas pequeñas está formado por un tubo principal perforado con pequeños tubos distribuidores en cada orificio. En torres grandes, de hasta 9 metros de diámetro, se dispone de pulverizadores.



*Figura 9: Distribuidor de tubos.*

- ✓ **Empaque:** Existen tres tipos de empaque en el mercado, empaque estructurado, empaque colocado y empaque aleatorio.
  - *Empaque estructurado:* Son empaques compactos, en forma de malla, fabricados generalmente en acero inoxidable pero también los hay de plástico o cerámica. Tienen una gran eficiencia con pérdidas de carga menores que el resto de empaques, pero son caros y difíciles de instalar. Normalmente se utilizan en columnas medianas o grandes ya que para caudales pequeños no son rentables.

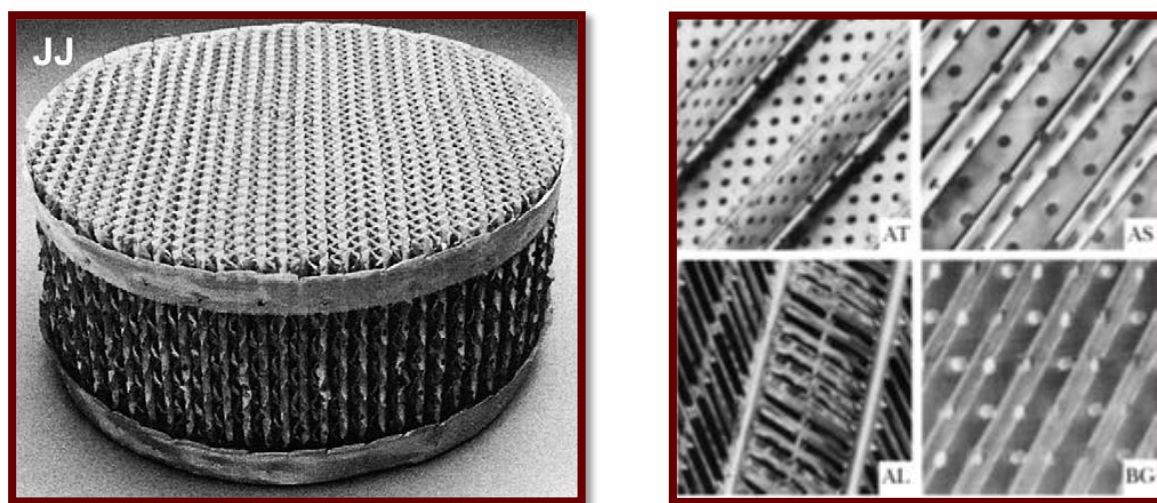


Figura 10: Empaque estructurado y detalle de los diferentes canales interiores.

- Empaque colocado: En este tipo de empaques se utilizan algunas de las unidades de empaque aleatorio, como los Anillos Pall® o los Anillos Raschig, que se apilan de forma manual formando una estructura. También se encuentran disponibles en metal, plástico o cerámica y suponen una opción económica intermedia entre los empaques estructurados y los aleatorios. Generalmente se necesita menos altura de columna que con los empaques aleatorios pero su instalación es más compleja.

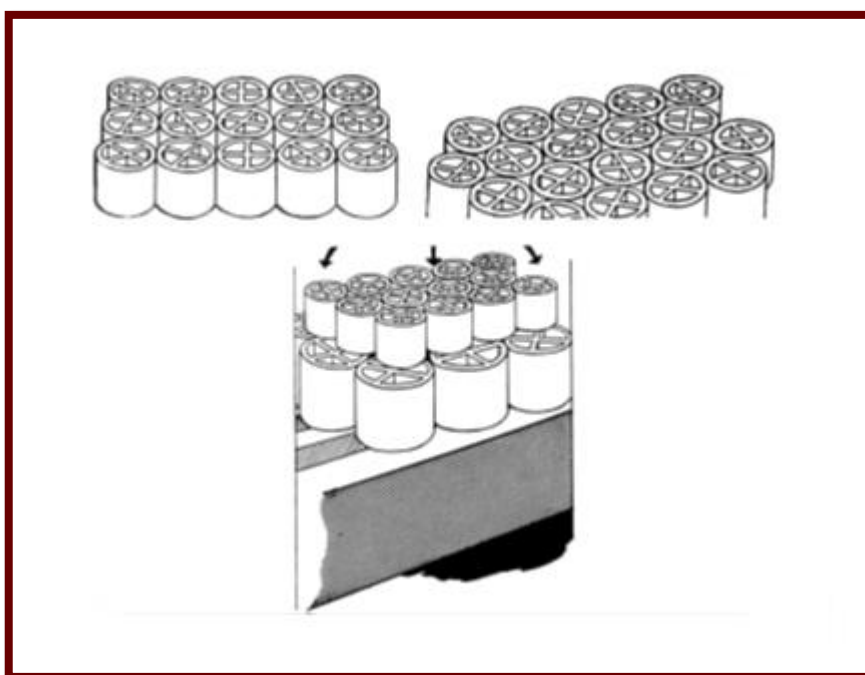


Figura 11: Distintas configuraciones del empaque colocado.

- ***Empaques aleatorios:*** Los empaques aleatorios son los más comunes en la industria en la actualidad debido principalmente a su precio y a su fácil mantenimiento. A lo largo de la historia los componentes que conforman los empaques aleatorios han ido evolucionando dando lugar a infinidad de diseños. Éstos se pueden clasificar en tres generaciones.

***Primera generación:*** Están formados por dos geometrías básicas, los anillos Raschig y las monturas Berl. Fueron creados en los años 30 y actualmente siguen en uso. Son los más económicos y están disponibles en cerámica, plástico o metal. Otra característica importante de estos tipos de empaque es su fabricación estándar, ya que la inmensa mayoría de fabricantes de empaques disponen de ellos en sus catálogos.



*Figura 12: Empaques aleatorios de primera generación. Anillos Raschig parte izquierda y monturas Berl parte derecha.*

***Segunda generación:*** Fueron creados entre la década de los 50 y de los 70. Los anillos Raschig evolucionaron hacia una nueva geometría, los anillos Pall® que mejoraban considerablemente sus cualidades hidrodinámicas.

A su vez las monturas Berl evolucionaron hacia las monturas Intalox®.



*Figura 13: Empaques aleatorios de segunda generación. Anillos Pall®.*



*Figura 14: Empaques aleatorios de segunda generación. Monturas Intalox®.*

**Tercera generación:** Creados desde los años 70 hasta la actualidad.



*Figura 15: Empaques aleatorios de tercera generación. Tri-pack®, Tellerette y Nor-pac®.*

## 11.2 DISEÑO

Para el diseño de la columna se toman las condiciones operacionales del caso de estudio.

### 11.2.1 PREMISAS

- ✓ La columna funciona de forma isoterma a 30°C.
- ✓ La columna funciona a presión constante de 9 bares.
- ✓ La columna se diseña para tratamiento del caudal máximo de biogás (2000 Nm<sup>3</sup>/h).

El caudal medio de biogás que se purifica ronda los 1000 Nm<sup>3</sup>/h pero se toma esta decisión para tener margen de actuación ante posibles cambios de caudal, composición del biogás o empaque utilizado.

- ✓ El empaque utilizado para el diseño de la columna será el denominado empaque aleatorio. Se compararán distintos componentes de empaque aleatorio y se propondrá como solución aquella columna que ofrezca mayor volumen de empaque.
- ✓ La purificación se realiza mediante absorción física (sin reacción química) y el disolvente empleado será el agua.
- ✓ Los cálculos que se utilizan contemplan únicamente la eliminación de un contaminante.

Como se puede comprobar en la **Tabla 8** los principales contaminantes que contiene el biogás procedente de las plantas de Las Dehesas y de La Paloma son el dióxido de carbono y el ácido sulfhídrico.

El proceso de purificación radica en que la solubilidad en agua de ambos contaminantes a la presión y temperatura de trabajo es menor que la del metano.

Si cierta cantidad de un gas simple y un líquido relativamente no volátil se llevan al equilibrio la concentración resultante recibe el nombre de solubilidad a presión y temperatura de trabajo. A una temperatura fija la solubilidad aumentará con la presión. Gases y líquidos presentan solubilidades distintas, las cuales hay que determinar experimentalmente. Por otra parte, la solubilidad en agua de algunos compuestos gaseosos como el metano, el oxígeno, el nitrógeno y otros aumenta a presiones superiores a la atmosférica.

La **Figura 16** muestra la solubilidad en agua de los tres principales componentes que forman el biogás y de ella se deduce que el ácido sulfhídrico es el componente más soluble.



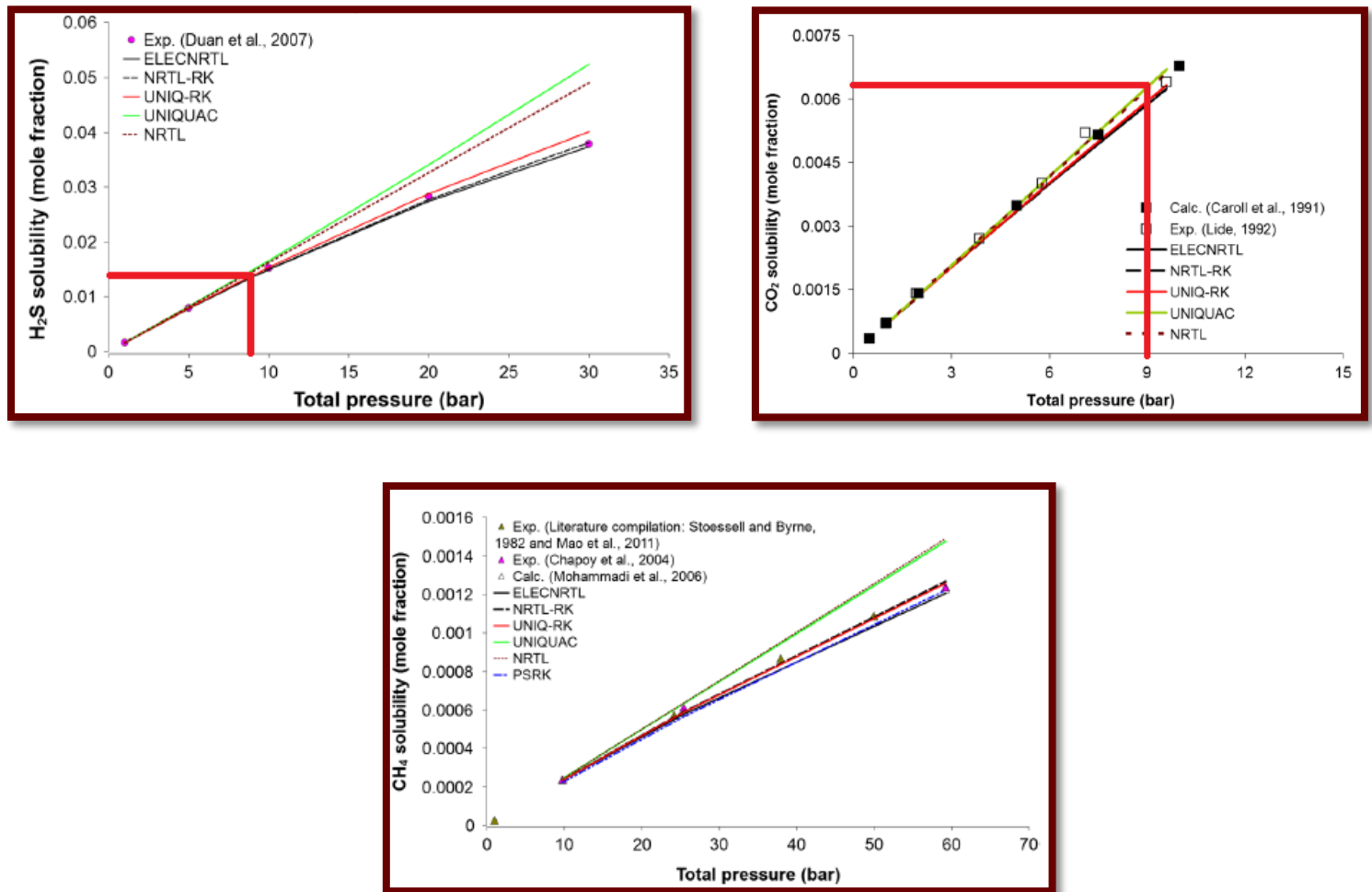


Figura 16: Diferencia entre las solubilidades del H<sub>2</sub>S, CO<sub>2</sub> Y CH<sub>4</sub> a la presión de trabajo. [REF.21]

Debido a que el ácido sulfhídrico se encuentra en menos cantidad que el dióxido de carbono y además tiene una solubilidad menor bajo las condiciones de trabajo, se llega a la conclusión de que diseñando la columna para eliminar el CO<sub>2</sub>, al mismo tiempo se elimina el H<sub>2</sub>S.

- ✓ Se considera que el biogás se comporta como un gas ideal.
- ✓ Se considera que la concentración de contaminante en el líquido a la entrada en la columna de absorción es cero.

### 11.2.2 MÉTODOS DE CÁLCULO

Existen dos métodos de cálculo alternativos, basados en la Teoría de la Doble Película, para el diseño de una columna empacada de absorción sin reacción química [REF.22]. El primero de ellos consiste en dimensionar la columna para un 70% de velocidad de inundación y así aumentar la efectividad de la transferencia de masa entre el gas y el líquido.

Por el contrario, el segundo método de cálculo se limita a dimensionar la columna fijando la pérdida de carga más eficiente en su interior. Una pérdida de carga alta repercute en equipos de compresión mayores y más costosos por lo que generalmente





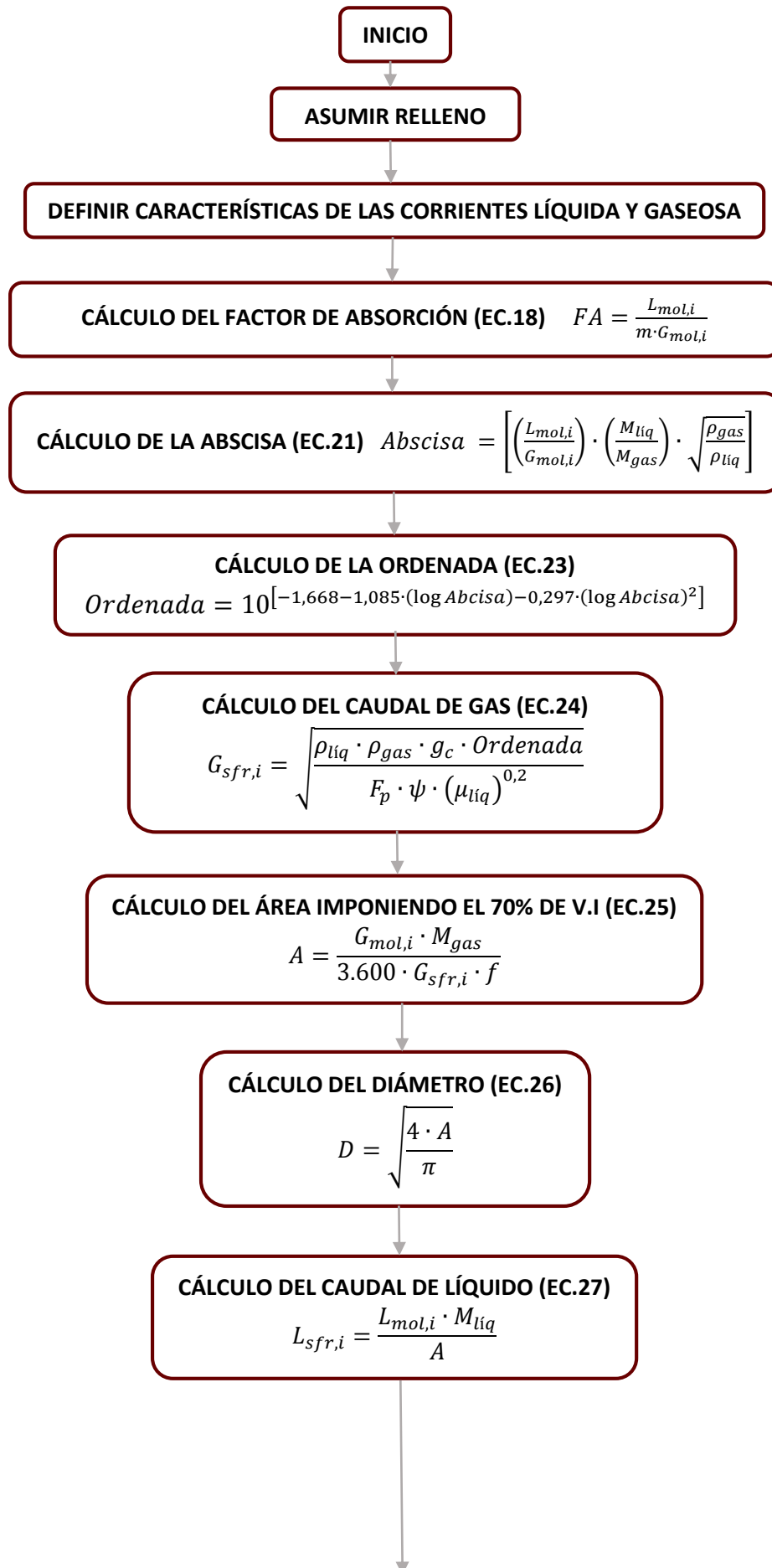
en la mayoría de columnas la pérdida de carga más eficiente se encuentra en el rango comprendido entre 0,5 y 1 pulgada de agua por pie de empaque.

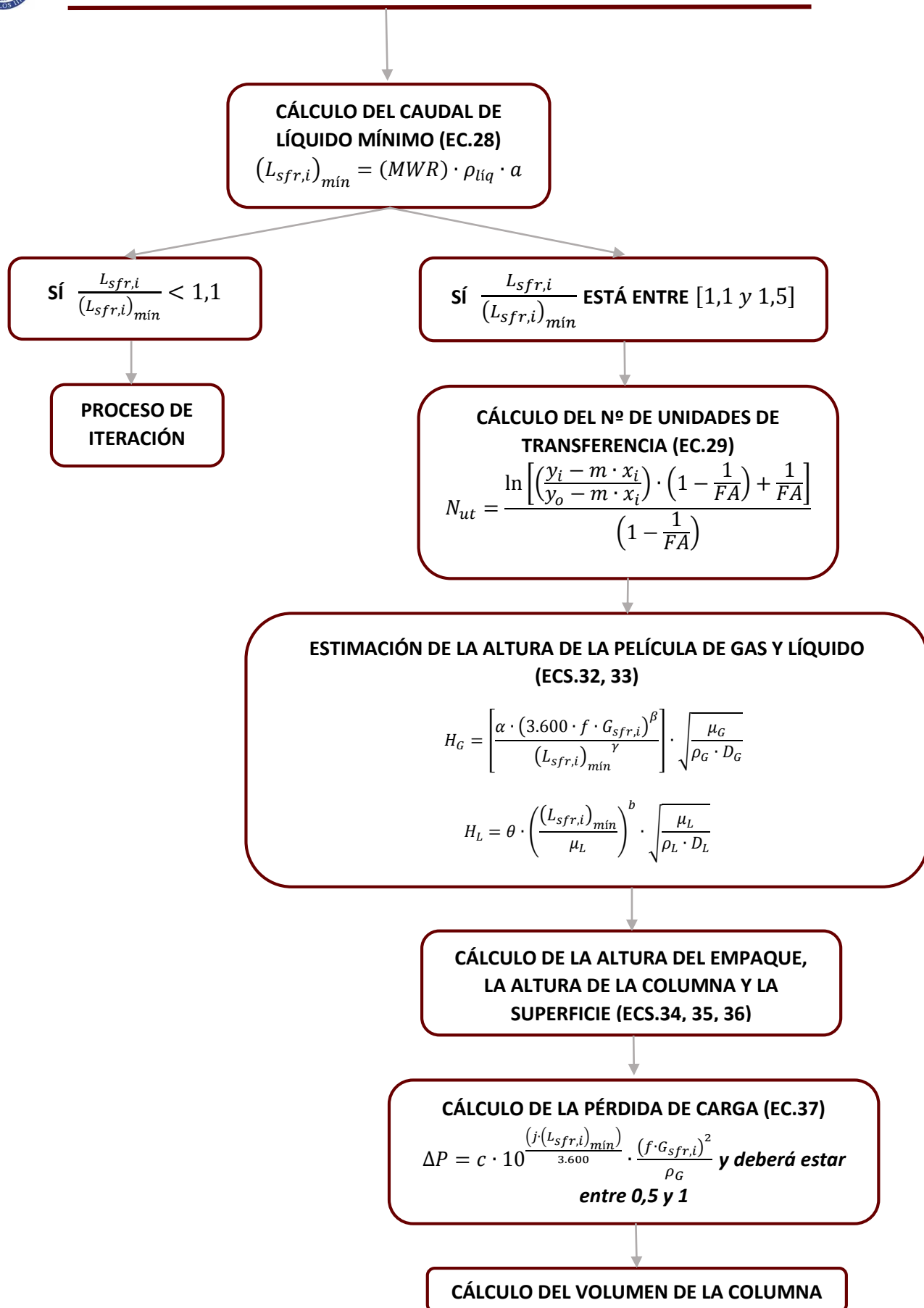
Para la elección de la columna, con su correspondiente empaque, se utilizará el primer método de cálculo. No obstante, una vez elegida la columna que proporciona el mayor volumen de empaque con el primer método de cálculo, se comparará dicha columna por el segundo método.

Dado que las correlaciones y gráficos que emplean ambos métodos de cálculo vienen dadas en unidades del Sistema Anglosajón, todos los cálculos estarán en unidades de este Sistema. Posteriormente se procederá a la conversión de unidades al Sistema Internacional.

**Pasos a seguir para el diseño de la columna mediante el método del 70% de velocidad de inundación:**

1. *Definir las características de las corrientes líquida y gaseosa.*
2. *Cálculo del Factor de Absorción.*
3. *Estimación del diámetro de la columna imponiendo que la velocidad de inundación en la columna sea del 70%.*
4. *Estimación de la altura de la columna.*
5. *Cálculo de la pérdida de carga en el interior de la columna.*



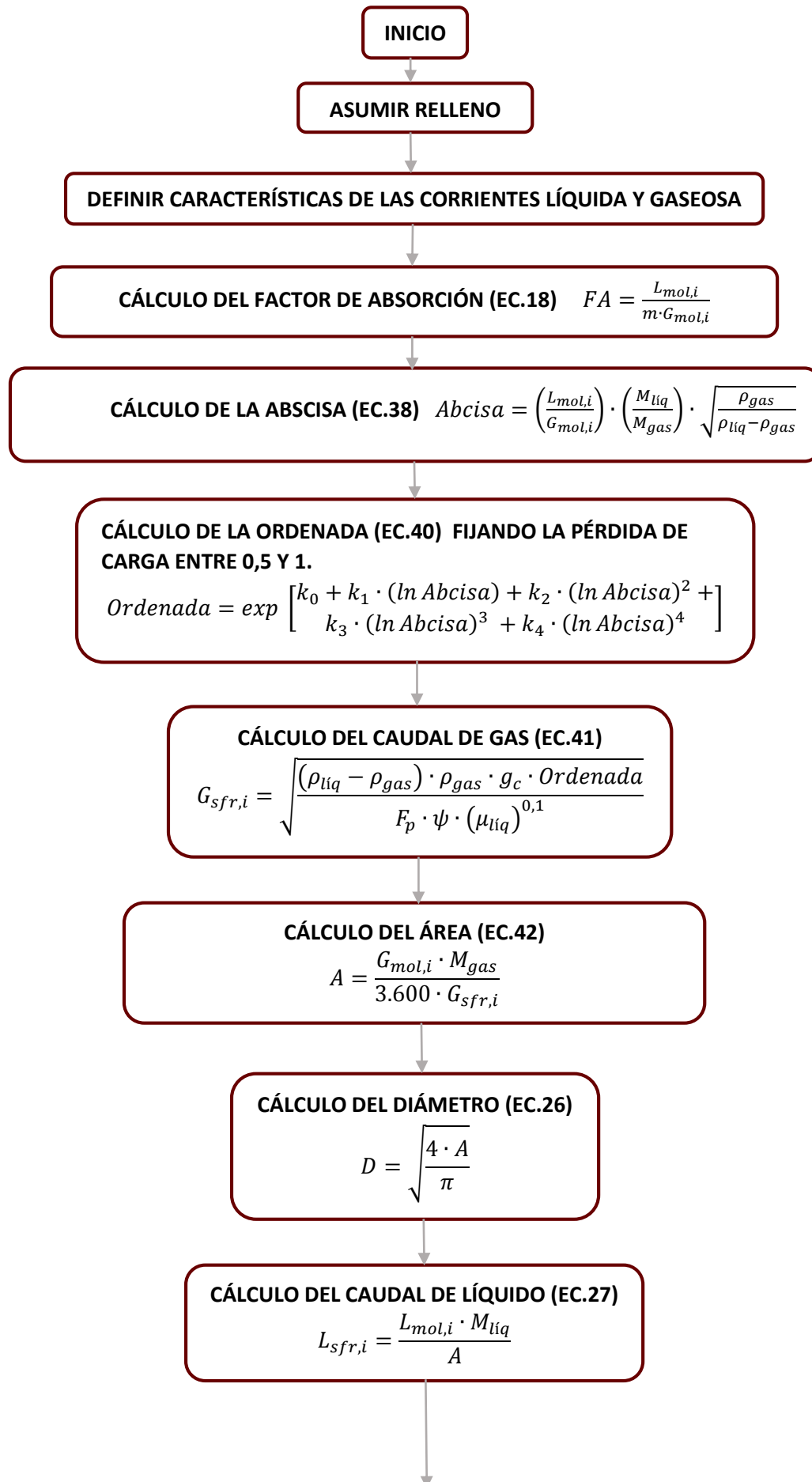


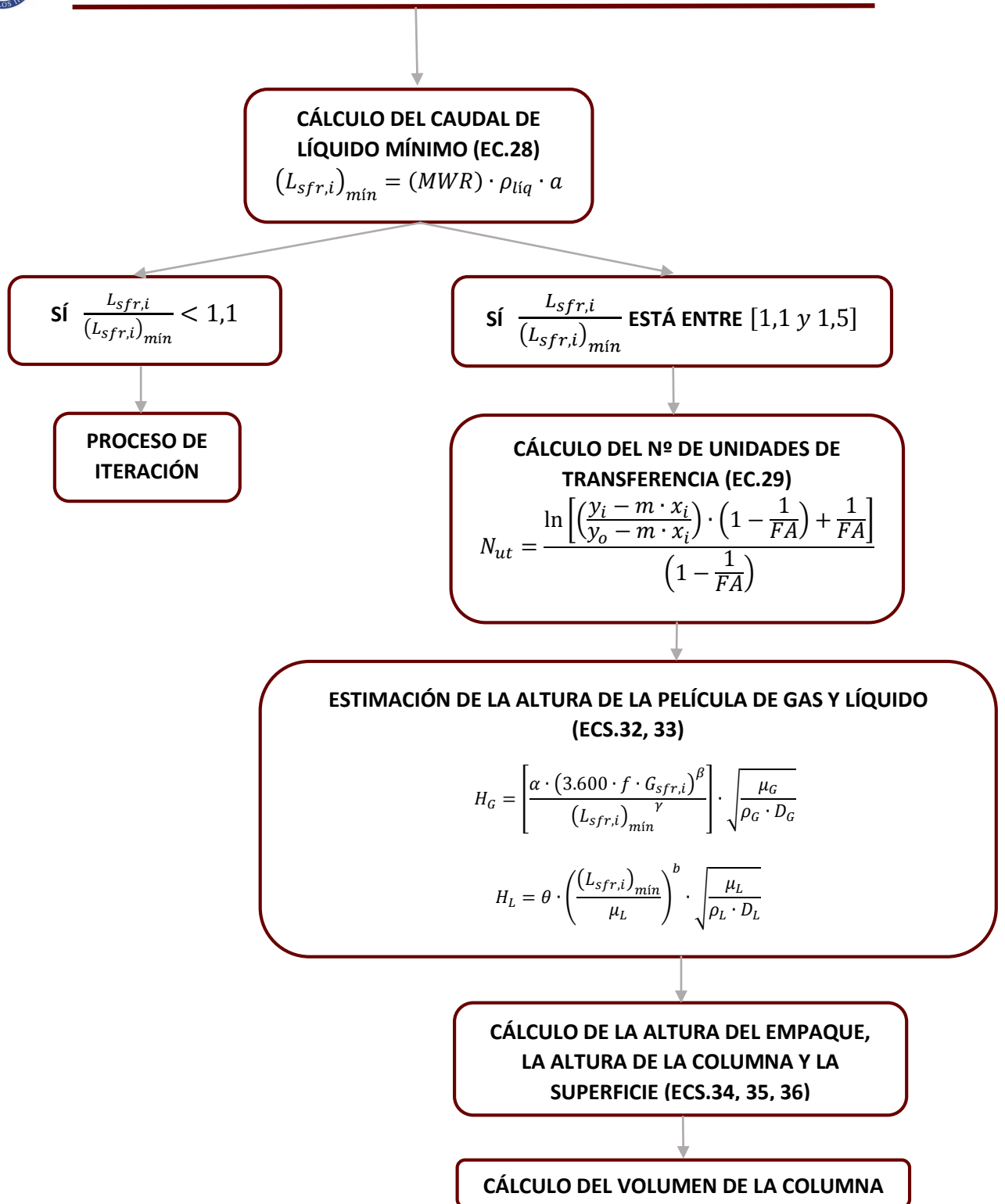
Esquema 9: Algoritmo de cálculo para el método del 70% de velocidad de inundación.



**Pasos a seguir para el diseño de la columna mediante el método de la pérdida de carga:**

1. *Definir las características de las corrientes líquida y gaseosa.*
2. *Cálculo del Factor de Absorción.*
3. *Estimación del diámetro de la columna fijando la pérdida de carga en su interior.*
4. *Estimación de la altura de la columna.*





Esquema 10: Algoritmo de cálculo para el método de la pérdida de carga.

Como se puede observar ambos métodos de cálculo comparten los dos primeros pasos del procedimiento de cálculo.

La explicación de ambos métodos de cálculo se encuentra en el **Anexo B**.

### **11.2.3 CÁLCULOS**

Tal y como se explicó en las premisas de cálculo, se va a proceder al dimensionado de la columna de absorción con distintos tipos de empaque aleatorio mediante el método del 70% de velocidad de inundación. Posteriormente se compararan los resultados obtenidos y se elegirá como resultado la columna que cumpla todos los requisitos y posea un volumen de empaque mayor. Por último se reafirmará el resultado obtenido mediante el método alternativo de cálculo de la pérdida de carga.

El dimensionado de la columna se realizara para los siguientes empaques aleatorios:

- **Berl Saddles cerámico de 1 pulgada de diámetro.**
- **Berl Saddles cerámico de 1,5 pulgadas de diámetro.**
- **Raschig Rings cerámico de 1 pulgada de diámetro.**
- **Raschig Rings metálico de 1 pulgada de diámetro.**
- **Raschig Rings cerámico de 2 pulgadas de diámetro.**
- **Raschig Rings metálico de 2 pulgadas de diámetro.**

En este punto se encuentra únicamente el desarrollo de los cálculos para la columna que cumple todos los requerimientos y posee el mayor volumen de empaque. Los cálculos efectuados para el resto de empaques se encuentran en el **Anexo C**. Asimismo los cálculos secundarios realizados, tales como el cálculo del peso molecular del biogás, la densidad del biogás a presión de trabajo y la difusividad del CO<sub>2</sub> en el aire se encuentran en el **Anexo B**.

#### **11.2.3.1 Dimensionado de la columna utilizando como empaque Raschig Rings cerámicos de 2 pulgadas de diámetro por el método del 70% de velocidad de inundación.**

##### *1. Definir las características de las corrientes líquida y gaseosa:*

Los datos necesarios para el diseño de la columna de absorción aparecen en la **Tabla 10**.

DATOS	VALORES
CO <sub>2</sub> contenido en el biogás	40 %
CH <sub>4</sub> contenido en el biogás	60 %
Temperatura de trabajo	30°C
Presión de trabajo	9 bares
Disolvente	Agua
Eficiencia en la absorción	99%
Flujo de biogás entrante	2.000 Nm <sup>3</sup> = 1.177,2 cfm
Densidad del biogás	0,642 lb/ft <sup>3</sup>
Densidad del líquido	55,68 lb/ft <sup>3</sup> [REF.29]
Viscosidad del biogás	0,048 lb/fth [REF.31]
Viscosidad del líquido	2,84 lb/fth [REF.29]
Peso molecular del biogás	21,5 lb/lb-mol
Peso molecular del líquido	18 lb/lb-mol
Difusividad del CO <sub>2</sub> en aire	0,792 ft <sup>2</sup> /h
Empaque aleatorio	Anillos Raschig 2-inches cerámicos

Tabla 10: Resumen de datos utilizados para el dimensionado de la columna de absorción.

Las cantidades de CO<sub>2</sub> Y CH<sub>4</sub> se calculan directamente.

$$2.000 \text{ Nm}^3 \cdot 0,4 = 800 \text{ Nm}^3 \text{ de CO}_2$$

$$2.000 \text{ Nm}^3 \cdot 0,6 = 1.200 \text{ Nm}^3 \text{ de CH}_4$$

La fracción molar de contaminante en la corriente gaseosa a la entrada de la columna será:

$$y_i = \frac{800 \text{ Nm}^3}{800 \text{ Nm}^3 + 1.200 \text{ Nm}^3} = 0,4$$

Y la concentración:

$$Y_i = \frac{800 \text{ Nm}^3}{1.200 \text{ Nm}^3} = 0,67$$

La concentración a la salida de la columna se calcula a partir de la ecuación ( 3 ):

$$Y_o = 0,67 \cdot \left(1 - \frac{99}{100}\right) = 6,7 \cdot 10^{-3}$$



La **Figura 17** representa el equilibrio entre  $\text{CO}_2$  y agua. De la intersección de  $Y_i$  con la curva de equilibrio, se obtiene la concentración de contaminante en el líquido en equilibrio a la salida de la columna.

$$X_o^* = 0,52$$

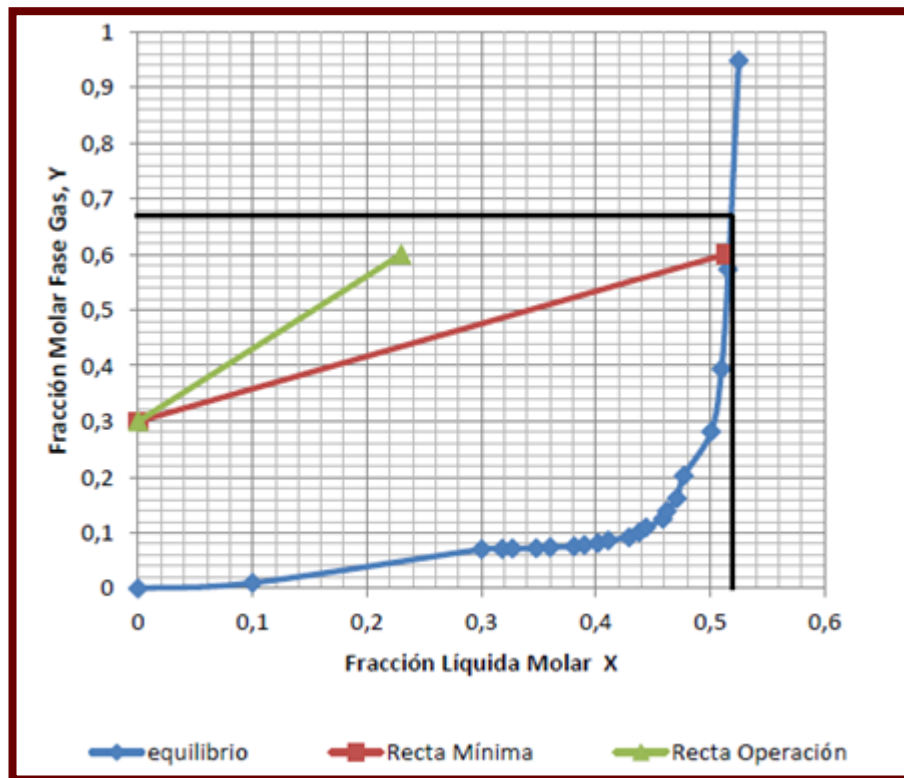


Figura 17: Curva de equilibrio, Línea de operación y Línea de operación mínima para el equilibrio entre el  $\text{CO}_2$  y el agua. [\[REF.23\]](#)

La pendiente de la línea de operación en el equilibrio se obtiene a partir de la ecuación (9):

$$\left(\frac{L_s}{G_s}\right)_{\min} = \frac{0,67 - 6,7 \cdot 10^{-3}}{0,52 - 0}$$

Donde  $X_i = 0$  ya que se tomó como premisa que el líquido a la entrada de la columna no contendría contaminante.

$$\left(\frac{L_s}{G_s}\right)_{\min} = 1,276$$

A partir de la ecuación ( 11 ) se calcula el flujo total de gas en la columna:

$$G_s = \frac{60 \cdot 0,48 \cdot 1.177,2}{21,5 \cdot (1 + 0,67)}$$

$$G_s = 944,25 \text{ lb - moles/h}$$

El flujo molar total de gas se obtiene de la ecuación ( 13 ):

$$G_{mol,i} = 944,25 \cdot (1 + 0,67)$$

$$G_{mol,i} = 1.576,90 \text{ lb - moles/h}$$

El flujo total de líquido se calcula con la ecuación ( 12 ):

$$L_s = (1,276 \cdot 1,5) \cdot 944,25$$

$$L_s = 1.807,29 \text{ lb - moles/h}$$

Aplicando la ecuación ( 14 ) se obtiene el flujo molar de líquido.

$$L_{mol,i} = 1.807,29 \cdot (1 + 0)$$

$$L_{mol,i} = 1.807,29 \text{ lb - moles/h}$$

La concentración de contaminante en la fase líquida se obtiene mediante la ecuación ( 16 ):

$$X_o = \frac{0,67 - 6,7 \cdot 10^{-3}}{1,914} = 0,347$$

La concentración de contaminante en la fase líquida expresada en fracción molar se calcula con la ecuación ( 17 ):

$$x_o = \frac{0,347}{1 + 0,347} = 0,258$$

## 2. Cálculo del Factor de Absorción:

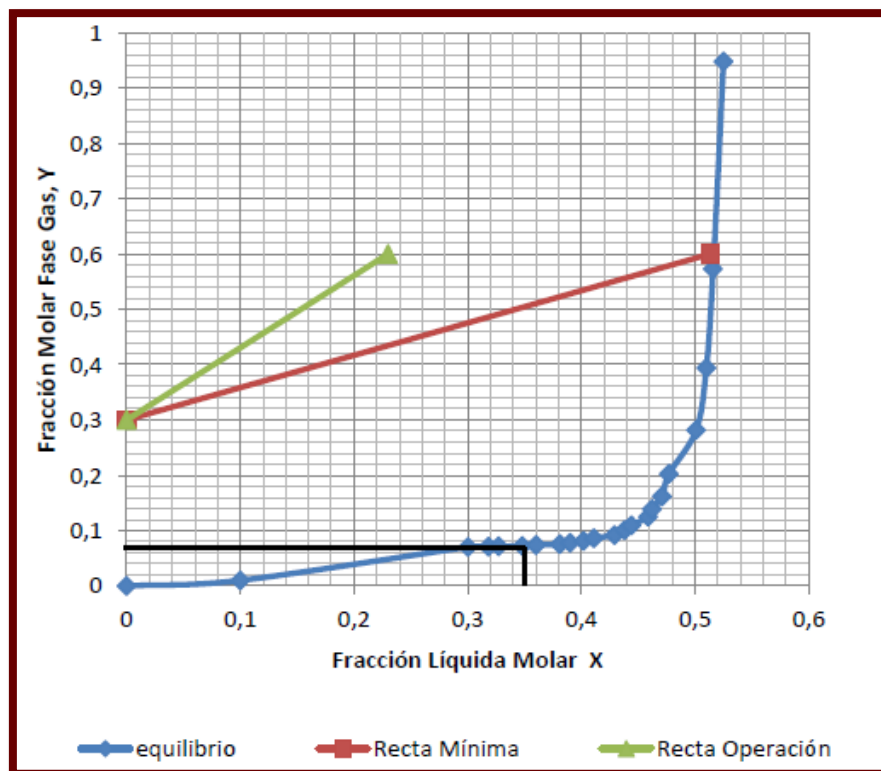


Figura 18: Curva de equilibrio, Línea de operación y Línea de operación mínima para el equilibrio entre el CO<sub>2</sub> y el agua.

Del gráfico con  $X_o = 0,347$  se obtiene  $Y_o^* = 0,07$

Aplicando la ecuación ( 20 ) se obtiene la fracción molar de contaminante en la fase gaseosa.

$$y_o^* = \frac{0,07}{1 + 0,07} = 0,065$$

La pendiente de la curva de equilibrio se calcula con la ecuación ( 19 ):

$$m = \frac{y_o^* - y_i^*}{x_o - x_i} = \frac{0,065 - 0}{0,258 - 0}$$

$$m = 0,252$$

El Factor de Absorción se obtiene con la ecuación ( 18 ):

$$FA = \frac{1807,29}{0,252 \cdot 1.576,90}$$

$$FA = 4,55$$

*3. Estimación del diámetro de la columna imponiendo que la velocidad de inundación sea del 70%:*

El valor de la abscisa se obtiene mediante la ecuación ( 21 ):

$$Abscisa = \left( \frac{1807,29}{1.576,90} \right) \cdot \left( \frac{18}{21,5} \right) \cdot \sqrt{\frac{0,48}{55,68}} = 0,089$$

El valor de la ordenada se puede determinar en la **Figura 26** o aplicando la correlación ( 23 ):

$$Ordenada = 10^{[-1,668 - 1,085 \cdot (\log Abscisa) - 0,297 \cdot (\log Abscisa)^2]}$$

$$Ordenada = 10^{[-1,668 - 1,085 \cdot (\log 0,089) - 0,297 \cdot (\log 0,089)^2]} = 10^{-0,856}$$

$$Ordenada = 0,139$$

Ahora se puede determinar el caudal superficial de líquido mediante la ecuación **( 24 )**:

$$G_{sfr,i} = \sqrt{\frac{55,86 \cdot 0,48 \cdot 32,2 \cdot 0,139}{65 \cdot 1 \cdot (2,84)^{0,2}}} = 1,22 \frac{lb}{ft^2 - sec}$$

El área de la columna de absorción se calcula con la ecuación **( 25 )**:

$$A = \frac{1.576,90 \cdot 21,5}{3.600 \cdot 1,22 \cdot 0,7}$$

$$A = 11,03 \text{ } ft^2 \sim 1,03 \text{ } m^2$$

El diámetro de la columna de absorción se obtiene mediante la ecuación **( 26 )**:

$$D = \sqrt{\frac{4 \cdot 11,03}{\pi}} = 3,75 \text{ } ft \sim 1,14 \text{ } m$$

Con la ecuación **( 27 )** se obtiene el flujo de líquido superficial en el interior de la columna.

$$L_{sfr,i} = \frac{1807,29 \cdot 18}{11,03} = 2.949,34 \frac{lb}{h - ft^2}$$

El caudal superficial de líquido mínimo que moja uniformemente el empaque se calcula con la ecuación **( 28 )**. Debido a que el empaque utilizado no llega a 3 pulgadas de diámetro, el factor MWR obtenido de la **Tabla 18** es 1,3.

$$(L_{sfr,i})_{\min} = (MWR) \cdot \rho_{\text{liq}} \cdot a = 1,3 \cdot 55,68 \cdot 28 = 2026,75 \frac{lb}{h - ft^2}$$

Ahora se procede a comprobar que el flujo superficial de líquido en la columna sea de 1,1 a 1,5 veces superior al mínimo.

$$\frac{L_{sfr,i}}{(L_{sfr,i})_{\min}} = \frac{2.949,34}{2026,75} = 1,45$$

CUMPLE POR LO QUE NO HAY QUE ITERAR.

#### 4. Estimación de la altura de la columna:

El número de unidades de transferencia teóricas se obtiene mediante la ecuación **( 30 )**:

$$N_{ut} = \ln\left(\frac{0,67}{6,7 \cdot 10^{-3}}\right) = 4,61 \cong 5$$

La altura de la película de gas se calcula con la correlación **( 32 )**:

$$H_G = \left[ \frac{3,82 \cdot (3.600 \cdot 0,7 \cdot 1,22)^{0,41}}{2.026,75^{0,45}} \right] \cdot \sqrt{\frac{0,048}{0,48 \cdot 0,85}}$$

$$H_G = 1,15 \text{ ft} \sim 0,35 \text{ m}$$

Aplicando la ecuación **( 31 )** y dado que el Factor de Absorción se sale del rango comprendido entre (1,25 y 2) la ecuación queda simplificada a:

$$H_{ut} = H_G + \left(\frac{1}{\infty} \cdot H_L\right) \rightarrow H_{ut} = H_G$$

La altura del empaque se obtiene mediante la ecuación **( 34 )**:

$$H_{\text{Empaque}} = 5 \cdot 1,15 = 5,75 \text{ ft} \sim 1,75 \text{ m}$$



Debido a que este método de cálculo está basado en la estimación de la altura de la película de líquido y de gas mediante correlaciones se hace necesario aplicar un coeficiente de seguridad del 15 % a la altura del empaque.

$$H_{Empaque} = 6,61 \text{ ft} \sim 2,01 \text{ m}$$

La altura de la columna se calcula con la ecuación ( 35 ):

$$H_{Columna} = (1,4 \cdot 6,61) + (1,02 \cdot 3,75) + 2,81$$

$$H_{Columna} = 15,89 \text{ ft} \sim 4,84 \text{ m}$$

Aplicando la ecuación ( 36 ) se calcula la superficie de la columna.

$$S = \pi \cdot 3,75 \cdot \left( 15,89 + \frac{3,75}{2} \right)$$

$$S = 209,29 \text{ ft}^2 \sim 19,44 \text{ m}^2$$

##### 5. Cálculo de la pérdida de carga en el interior de la columna:

La pérdida de carga se estima mediante la correlación ( 37 ):

$$\Delta P = 0,34 \cdot 10^{\frac{(0,17 \cdot 2,026,75)}{3,600}} \cdot \frac{(0,7 \cdot 1,22)^2}{0,48}$$

$$\Delta P = 0,65 \frac{\text{inches water}}{\text{inches packing}}$$

Como la pérdida de carga se encuentra entre 0,5 y 1 pulgada de agua por pulgada de empaque, SÍ QUE CUMPLE.

Y en toda la columna ( 38 ):

$$\Delta P_{TOTAL} = 0,65 \cdot 6,61 = 4,30 \frac{\text{inches water}}{\text{inches packing}}$$

$$\text{Volumen Empaque} = 6,61 \cdot 11,03 = 72,91 \text{ ft}^3 \sim 2,06 \text{ m}^3$$

### 11.2.3.2 Comprobación del resultado obtenido por el método de la pérdida de carga

3. Estimación del diámetro de la columna fijando la pérdida de carga en su interior:

$$\text{Abscisa} = \left( \frac{1.807,29}{1576,90} \right) \cdot \left( \frac{18}{21,5} \right) \cdot \sqrt{\frac{0,48}{55,68 - 0,48}} = 0,089$$

Tanto si se utiliza la **Figura 19** como la correlación ( 40 ) se obtiene el mismo valor de ordenada.

$$\text{Ordenada} = \exp \left[ -4,0950 - 1,0012 \cdot (\ln 0,089) - 0,1587 \cdot (\ln 0,089)^2 + 0,0080 \cdot (\ln 0,089)^3 + 0,0032 \cdot (\ln 0,089)^4 \right]$$

$$\text{Ordenada} = \exp [-2,605] = 0,07$$



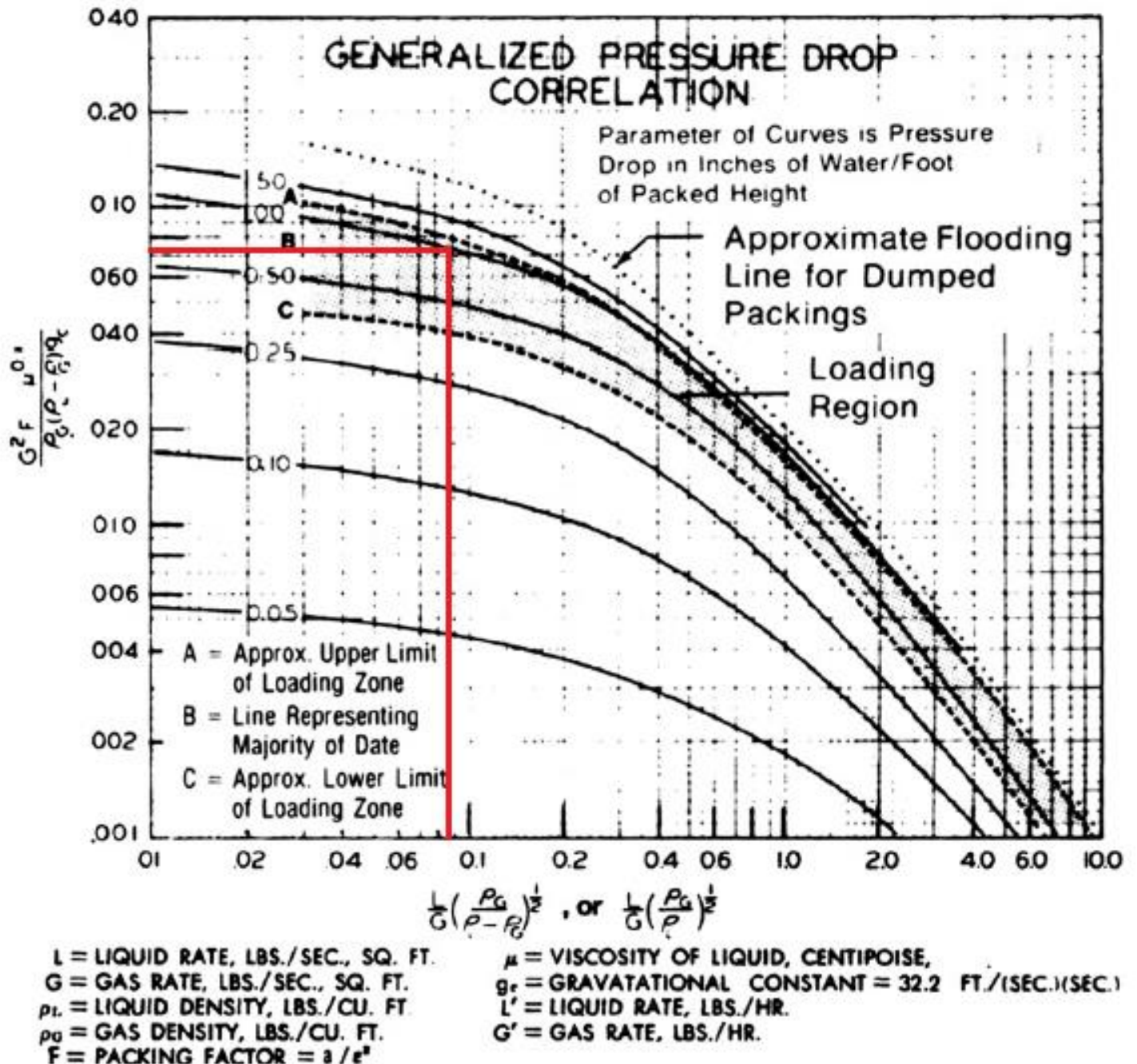


Figura 19: Gráfico que representa la correlación de pérdida de carga. [REF.24]

Aplicando la ecuación ( 41 ):

$$G_{sfr,i} = \sqrt{\frac{(55,68 - 0,48) \cdot 0,48 \cdot 32,2 \cdot 0,07}{65 \cdot 1 \cdot (2,84)^{0,1}}} = 0,91 \frac{lb}{ft^2 - sec}$$

Mediante la ecuación ( 42 ):

$$A = \frac{1576,90 \cdot 21,5}{3.600 \cdot 0,91} = 10,34 ft^2 \sim 0,96 m^2$$

$$D = \sqrt{\frac{4 \cdot 10,34}{\pi}} = 3,63 ft \sim 1,11 m$$

$$L_{sfr,i} = \frac{1807,29 \cdot 18}{10,34} = 3.146,15 \frac{lb}{h - ft^2}$$

$$(L_{sfr,i})_{\min} = (M \cdot W \cdot R) \cdot \rho_{liq} \cdot a = 1,3 \cdot 55,68 \cdot 28 = 2026,75 \frac{lb}{h - ft^2}$$

Ahora se procede a comprobar que el flujo superficial de líquido en la columna sea de 1,1 a 1,5 veces superior al mínimo.

$$\frac{L_{sfr,i}}{(L_{sfr,i})_{\min}} = \frac{3.146,15}{2026,75} = 1,5$$

CUMPLE POR LO QUE NO HAY QUE ITERAR.

$$N_{ut} = \ln\left(\frac{0,67}{6,7 \cdot 10^{-3}}\right) = 4,61 \cong 5$$

$$H_G = \left[ \frac{3,82 \cdot (3.600 \cdot 0,91)^{0,41}}{2.026,75^{0,45}} \right] \cdot \sqrt{\frac{0,048}{0,48 \cdot 0,85}}$$



$$H_G = 1,18 \text{ ft} \sim 0,36 \text{ m}$$

$$H_{Empaque} = 5 \cdot 1,18 = 5,9 \text{ ft} \sim 1,80 \text{ m}$$

Aplicando el coeficiente de seguridad del 15 %:

$$H_{Empaque} = 6,79 \text{ ft} \sim 2,07 \text{ m}$$

4. *Estimación de la altura de la columna:*

$$H_{Columna} = (1,4 \cdot 6,79) + (1,02 \cdot 3,63) + 2,81$$

$$H_{Columna} = 16,02 \text{ ft} \sim 4,88 \text{ m}$$

$$S = \pi \cdot 3,63 \cdot \left(16,02 + \frac{3,63}{2}\right)$$

$$S = 203,39 \text{ ft}^2 \sim 18,90 \text{ m}^2$$

La pérdida de carga en toda la columna será:

$$\Delta P_{TOTAL} = 1 \cdot 6,79 = 6,79 \frac{\text{inches water}}{\text{inches packing}}$$

$$\text{Volumen empaque} = 6,79 \cdot 10,34 = 70,21 \text{ ft}^3 \sim 1,99 \text{ m}^3$$

## 12. DISCUSIÓN DE LOS RESULTADOS OBTENIDOS

La **Tabla 11** muestra los resultados obtenidos de cada uno de los 6 tipos de empaque aleatorio utilizado sin aplicar el coeficiente de seguridad. Como se puede observar la columna que posee un volumen de empaque mayor es la que usa los Anillos Raschig Cerámicos de 2 pulgadas de diámetro.

EMPAQUE	DIÁMETRO (INCHES)	MATERIAL	A ( $ft^2$ )	D (ft)	$H_{Empaque}$ (ft)	$H_{Columna}$ (ft)	S ( $ft^2$ )	Volumen ( $ft^3$ )	$\Delta P$
Berl Saddles	1	Cerámico	17	4,65	1,65	9,86	178	28,10	0,45
Berl Saddles	1,5	Cerámico	11,03	3,75	3,10	10,98	151,44	34,19	0,41
Anillos Raschig	1	Cerámico	15	4,37	2	10,07	168,25	30	1,37
Anillos Raschig	1	Metálico	15	4,37	1,85	9,86	135,23	27,75	0,92
Anillos Raschig	2	Cerámico	11,03	3,75	5,75	14,69	195,15	63,42	0,49
Anillos Raschig	2	Metálico	10,27	3,62	5,65	14,41	184,46	58,03	0,65

Tabla 11: Comparación de los resultados obtenidos.

## 13. VALORACIÓN ECONÓMICA

Para la valoración económica de la propuesta elegida se va a proceder a la elaboración del presupuesto y un estudio de viabilidad.

### 13.1 PRESUPUESTO

Como este proyecto está enfocado a la inyección de biogás en la Red de Enagas, únicamente se van a tener en cuenta los ingresos y los gastos pertenecientes a dos líneas de Lavado Fuerte, como la que se muestra en el **Esquema 8**. No se va a tener en cuenta los ingresos del canon fijo asignado por el Ayuntamiento de Madrid dependiendo del volumen de residuo tratado.

Dado que el biogás purificado en el modo Lavado Suave es enviado a la planta de La Galiana para la obtención de electricidad por cogeneración, se van a tener en cuenta dichos ingresos por venta de biogás para la producción de electricidad a 9 c\$ el  $m^3$  **[REF.26]**.

Para el cálculo de los costes de inversión y los costes anuales se utiliza también el manual de costes de la EPA **[REF.22]** por lo que aparecerán en dólares estadounidenses del año 2002. También hay que tener en cuenta que se realizan dos suposiciones:

- Los costes de inversión, los costes anuales de explotación y los ingresos anuales aparecen en dólares estadounidenses del año 2002. Posteriormente se realizará el cambio a euros del año 2002.
- Se asume que los costes de implantación de una instalación de lavado de estas características es el mismo en E.E.U.U. y en España al tratarse de dos países del Primer Mundo. Posteriormente se realizará una actualización de precios desde el año 2002 hasta el año 2015 con el IPC español.

### 13.1.1 COSTES DE INVERSIÓN

Para poder calcular los costes de inversión hay que realizar un cálculo previo para los Costes en Equipamiento.

Para los costes de inversión no se tienen en cuenta el coste del terreno y tampoco el coste de la instalación de compresión y odorización, que corre por cuenta de la empresa Enagas.

COSTES DE INVERSIÓN	FACTOR
<b>Costes directos</b>	
<u>Costes en equipamiento</u>	
Costes en Equipos (CE)	Denominado A
Instrumentación	0,10 A
Transporte	0,05 A
Costes totales en equipamiento (CTE)	B = 1,15 A
<u>Costes en instalación (CI)</u>	
Cimentación y soportes	0,12 B
Montaje	0,40 B
Material eléctrico	0,01 B
Tuberías	0,30 B
Aislamiento	0,01 B
Pintura	0,01 B
Costes totales de instalación (CTI)	0,85 B
<b>Costes Directos totales (CDT)</b>	<b>B + 0,85 B = 1,85 B</b>
<b>Costes Indirectos</b>	
Ingeniería	0,10 B
Puesta en marcha	0,01 B
Prueba de eficiencia	0,01 B
Imprevistos	0,03 B
<b>Costes indirectos totales (CIT)</b>	<b>0,15 B</b>
<b>COSTES DE INVERSIÓN TOTALES = (CDT) + (CIT)</b>	<b>1,85 B + 0,15 B = 2 B</b>

Tabla 12: Costes de Inversión.

### 13.1.1.1 Costes en equipos (CE)

Este punto recoge los costes de los principales equipos involucrados en el funcionamiento de la instalación como son la columna de absorción y su empaque, la columna de desorción y su empaque, el ventilador asociado a la desorción, las dos etapas de compresión, la bomba principal de agua de lavado, el tanque de Flash y el secador por adsorción del biogás.

- **Coste de la columna de absorción y del empaque:**

$$CCA = 115 \cdot S \cdot \omega$$

Donde  $S$  es la superficie de la columna de absorción y  $\omega$  es el factor que tiene en cuenta el material del que está fabricada la columna, siendo 1,75 para el acero inoxidable AISI 304.

$$CCA = 115 \cdot 209,29 \text{ ft}^2 \cdot 1,75 = 42.120 \$$$

$$\text{Coste del empaque} = \text{Volumen empaque} \cdot \text{Coste volumétrico}$$

El coste volumétrico de los anillos Raschig cerámicos de 2 pulgadas de diámetro se obtiene de la siguiente tabla:

DIÁMETRO (INCHES)	MATERIAL	EMPAQUE	COSTE DEL EMPAQUE (\$/ft <sup>3</sup> )	
			< 100 ft <sup>3</sup>	> 100 ft <sup>3</sup>
1	AISI 304	Anillos Pall, Anillos Raschig, Anillos Ballast	70 - 109	65 - 99
1	Cerámica	Anillos Raschig, Berl Saddles, Tri-Pac®, Lanpac®	13 - 32	10 - 30
1	Polipropileno	Anillos Pall, Anillos Raschig, Berl Saddles, Tri-Pac®	37 - 141	12 - 34
2	Cerámica	Anillos Raschig, Berl Saddles	33 - 44	26 - 36
2	Polipropileno	Tellerette, Anillos Ballast	3 - 20	5 - 19

Tabla 13: Coste del empaque aleatorio según volumen.

$$\text{Coste del empaque} = 72,91 \text{ ft}^3 \cdot 40 \$/\text{ft}^3 = 2.917 \$$$



- **Coste de la columna de desorción, empaque y ventilador de 2,2 kW [REF.25]:**

$$\text{Coste} = 36.000 \$$$

- **Coste del tanque de Flash [REF.25]:**

$$\text{Coste} = 16.000 \$$$

- **Coste del secador PSA [REF.25]:**

$$\text{Coste} = 6.000 \$$$

- **Coste del circuito de refrigeración de 36 kW [REF.25]:**

$$\text{Coste} = 19.700 \$$$

- **Coste de la bomba de 4 kW [REF.25]:**

$$\text{Coste} = 1.100 \$$$

- **Coste del sistema de compresión de 132 kW [REF.25]:**

$$\text{Coste} = 17.300 \$$$

Si se suma todo se obtiene un $CE = 141.137 \$$
---

COSTES DE INVERSIÓN	FACTOR
<b>Costes Directos</b>	
<u>Costes en equipamiento</u>	
Costes en Equipos (CE)	A = 141.137 \$
Instrumentación	0,10 A
Transporte	0,05 A
Costes totales en equipos (CTE)	<b>B = 1,15 A = 162.308 \$</b>
<u>Costes en instalación (CI)</u>	
Cimentación y soportes	0,12 B
Montaje	0,40 B
Material eléctrico	0,01 B
Tuberías	0,30 B
Aislamiento	0,01 B
Pintura	0,01 B
Costes totales de instalación (CTI)	<b>0,85 B</b>
<b>Costes Directos totales (CDT)</b>	<b>B + 0,85 B = 1,85 B = 300.270 \$</b>
<b>Costes Indirectos</b>	
Ingeniería	0,10 B
Puesta en marcha	0,01 B
Prueba de eficiencia	0,01 B
Imprevistos	0,03 B
<b>Costes Indirectos Totales (CIT)</b>	<b>0,15 B = 24.346 \$</b>
<b>COSTES DE INVERSIÓN TOTALES = (CDT) + (CIT)</b>	<b>1,85 B + 0,15 B = 2 B = 324.616 \$</b>

Tabla 14: Costes de Inversión.

Puesto que la **Tabla 12** recoge los costes de inversión para una única línea de lavado:

$$COSTES DE INVERSIÓN TOTALES = 2 \cdot 324.616\$ = 649.232 \$ \text{ del año 2002}$$

Si en el año 2002 1 USD = 0,98 €.

$$COSTES DE INVERSIÓN TOTALES = 636.247€$$



Llevando a cabo la actualización de precios con el IPC español desde 2002 hasta 2015 con una tasa de variación del 32,4 % **[REF.32]**:

$$COSTES DE INVERSIÓN TOTALES = 842.391€$$

Aplicando el 21% de IVA:

$$COSTES DE INVERSIÓN TOTALES = 1.019.293 €$$

### 13.1.2 COSTES ANUALES

Para la obtención de los Costes Anuales también se hace necesario el cálculo previo del coste del agua de lavado, el coste de mantenimiento y el coste en consumo eléctrico.

COSTES ANUALES	COSTE
<b>Costes Anuales Directos</b>	
<u>Coste en Salarios [REF.20], [REF.30]</u>	
Gerente	61.380 \$
Jefe de explotación	49.104 \$
Jefe de administración	41.739 \$
Encargado - operador	29.217 \$
Operador tratamiento	23.374 \$
Oficial eléctrico mecánico	19.867 \$
Peón	17.880 \$
Vigilante	16.092 \$
Coste total salarios	<b>258.653 \$</b>
<u>Coste del Agua de lavado (CAL)</u>	<b>4.696 \$</b>
<u>Coste del Mantenimiento (CM)</u>	
Horas	9.422 \$
Material	9.422 \$
Coste total mantenimiento	<b>18.844 \$</b>
<u>Coste de Electricidad</u>	<b>70.348 \$</b>
<b>Costes Anuales Directos Totales (CADT)</b>	<b>352.541 \$</b>
<b>Costes Anuales Indirectos</b>	
<u>Sobrecarga de trabajo</u>	166.498 \$
<u>Gastos administrativos</u>	6.492 \$
<u>Seguros</u>	3.246 \$
<b>Costes Anuales Indirectos Totales (CAIT)</b>	<b>176.236 \$</b>
<b>COSTES ANUALES TOTALES = (CADT) + (CAIT)</b>	<b>528.777 \$</b>

Tabla 15: Costes Anuales.

Ahora para las dos líneas de lavado se consideran los costes en salarios y la aportación de los salarios a la sobrecarga de trabajo una única vez ya que los trabajadores controlan ambas líneas:

$$COSTES\ ANUALES\ TOTALES = 528.777\$ + 114.932\$ = 643.709\$ \text{ del año 2002}$$

Si en el año 2002 1 USD = 0,98 €.

$$COSTES\ DE\ ANUALES\ TOTALES = 630.835\ €$$

Llevando a cabo la actualización de precios con el IPC español desde 2002 hasta 2015 con una tasa de variación del 32,4 %:

$$COSTES\ DE\ ANUALES\ TOTALES = 835.226\ €$$

Aplicando el 21% de IVA:

$$COSTES\ DE\ ANUALES\ TOTALES = 1.010.623\ €$$

### 13.1.2.1 Coste del agua de lavado (CAL)

El caudal de agua de lavado se obtiene de la siguiente manera:

$$L(gpm) = (L_{sfr,i})_{min} \cdot A = \left(2.026,75 \frac{lb}{h - ft^2}\right) \cdot (11,03 \text{ } ft^2) \cdot \left(\frac{gal}{8,34 \text{ } lb}\right) \cdot \frac{hr}{60 \text{ } min}$$

$$L(gpm) = 44,67gpm \sim 10,15 \text{ } m^3/hr$$

$$(CAL) = 44,67gpm \cdot 60 \frac{min}{hr} \cdot 8.760 \frac{hr}{año} \cdot \frac{2 \cdot 10^{-4}\$}{gal}$$

$$(CAL) = 4.696\ \$$$

### 13.1.2.2 *Coste del mantenimiento (CM)*

- **Coste de las horas del mantenimiento:**

$$Coste = \frac{0,5 \text{ hr}}{\text{turno}} \cdot \frac{\text{turno}}{8 \text{ hr}} \cdot 8.760 \frac{\text{hr}}{\text{año}} \cdot 17,21 \frac{\$}{\text{hr}}$$

$$Coste = 9.422 \$$$

- **Coste del material para el mantenimiento:**

$$Coste = 100\% \text{ Coste horas de mantenimiento}$$

$$Coste = 9.422 \$$$

### 13.1.2.3 *Coste en electricidad*

Los 174,2 kW se obtienen de la suma de los consumos del ventilador, la bomba, el sistema de compresión y el circuito de refrigeración.

$$Coste = 174,2 \text{ kW} \cdot 8.760 \frac{\text{hr}}{\text{año}} \cdot 0,0461 \frac{\$}{\text{kWh}}$$

$$Coste = 70.348 \$$$

### 13.1.2.4 *Sobrecarga de trabajo*

Se estiman como el 60% del coste en salarios y en mantenimiento.

$$Coste = 0,6 \cdot (258.653 \$ + 18.844 \$) = 166.498 \$$$

### 13.1.2.5 *Gastos administrativos*

Se estiman como el 2% de los gastos de inversión totales.

$$Coste = 0,02 \cdot 324.616 \$ = 6.492 \$$$

### 13.1.2.6 *Seguros*

Se estiman como el 1% de los gastos de inversión totales.

$$Coste = 0,01 \cdot 324.616 \$ = 3.246 \$$$

## 13.1.3 *INGRESOS ANUALES POR LA INYECCIÓN DE BIOGÁS*

La producción anual de biogás en la modalidad de Lavado Fuerte es de 11.400.801 Nm<sup>3</sup> anuales que equivalen a 63.584 MWh térmicos al año ( 0,0055772 MWh/Nm<sup>3</sup>).

**[REF.20]**

$$Ingresos = 12,75 \frac{\text{€}}{\text{MWh térmico}} \cdot 63.584 \frac{\text{MWh térmicos}}{\text{año}}$$

$$\text{Ingresos} = 810.696 \text{ €}$$

#### **13.1.4 INGRESOS ANUALES POR LA VENTA DE BIOGÁS PARA LA PRODUCCIÓN DE ELECTRICIDAD.**

La producción destinada para el modo Lavado Suave es de 14.063.403 Nm<sup>3</sup>. Si el metro cúbico de biogás purificado al 75% se vende a 9 c€:

$$\text{Ingresos} = 14.063.403 \text{ Nm}^3 \cdot 0,09 \text{ €} = 1.265.706 \text{ €}$$

### **13.2 VIABILIDAD DEL PROYECTO**

Para el estudio de la viabilidad del proyecto se van a realizar los cálculos del VAN (Valor Actual Neto) y el TIR (Tasa Interna de Retorno) a 10 años vista.

Se asume que los flujos de caja van ser los mismos a lo largo de los 10 años.

El VAN representa el valor presente de los flujos de caja generados en años futuros.

$$\text{VAN} = \text{Inversion inicial} + \sum_0^{\text{años}} \frac{(\text{Flujo de Caja})_{\text{años}}}{(1 - \text{Tasa de Interés})^{\text{años}}}$$

Y el TIR representa la tasa de interés que hace el VAN = 0

$$0 = \text{Inversion inicial} + \sum_0^{\text{años}} \frac{(\text{Flujo de Caja})_{\text{años}}}{(1 - \text{TIR})^{\text{años}}}$$

Mediante la **Tabla 16** se comprueba que el VAN del proyecto a 10 años es de 6.068.170 € > 0. Además el TIR es del 104 % > 8 %.

**EL PROYECTO ES VIABLE.**

	AÑO	0	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10
<b>COSTES DE INVERSIÓN</b>		- 1.019.293										
<b>COSTES ANUALES</b>			- 1.010.623	- 1.010.623	- 1.010.623	- 1.010.623	- 1.010.623	- 1.010.623	- 1.010.623	- 1.010.623	- 1.010.623	- 1.010.623
<b>INGRESOS ANUALES POR INYECCIÓN</b>			801.158	801.158	801.158	801.158	801.158	801.158	801.158	801.158	801.158	801.158
<b>INGRESOS ANUALES POR VENTA</b>			1.265.706	1.265.706	1.265.706	1.265.706	1.265.706	1.265.706	1.265.706	1.265.706	1.265.706	1.265.706
<b>FLUJO DE CAJA</b>		- 1.019.293	1.056.241	1.056.241	1.056.241	1.056.241	1.056.241	1.056.241	1.056.241	1.056.241	1.056.241	1.056.241
<b>TASA DE INTERÉS</b>	8%											
<b>VAN A 10 AÑOS</b>	6.068.170											
<b>TIR</b>	104%											

*Tabla 16: Viabilidad del proyecto.*

## **14. CONCLUSIONES**

### **14.1 CONCLUSIONES DESDE EL PUNTO DE VISTA AMBIENTAL Y TECNOLÓGICO.**

Mediante la implantación de unas instalaciones de biometanización y tratamiento de biogás de estas características se consigue evitar las emisiones de 300.000 toneladas de CO<sub>2</sub> equivalente a la atmósfera, con el beneficio ambiental que esto conlleva. Además con la producción de biogás se consigue generar suficiente electricidad como para alimentar a 20.000 viviendas al año.

A estos beneficios se le puede añadir que la producción de bioabono a partir de la deshidratación del digesto permite reducir el consumo de fertilizantes industriales en 70.000 toneladas cada año.

Desde el punto de vista tecnológico la columna de absorción elegida como solución cumple todas las especificaciones de cálculo requeridas y ofrece cierto margen de maniobrabilidad a la hora de cambiar el empaque. La elección de la columna que aporta un mayor volumen de empaque junto con la elección de un empaque aleatorio estándar aporta al cliente la ventaja de la independencia tecnológica frente al uso de un único tipo de empaque o la subida excesiva de los precios.

### **14.2 CONCLUSIONES DESDE EL PUNTO DE VISTA ECONÓMICO.**

Desde el punto de vista económico el proyecto es viable pero se hace necesario comentar que el TIR del 104 % resulta excesivo frente a las rentabilidades habituales en un proyecto de ingeniería. Esto se debe a que no se ha tenido en cuenta ningún coste en la producción del biogás, es decir, el biogás llega a la planta de tratamiento a coste cero. En este caso se puede decir que el TIR no es un indicador fiable de la viabilidad del proyecto.

## **15. PROYECTOS FUTUROS**

Como el protocolo de detalle PD-01 "Medición, Calidad y Odorización de Gas" de las normas de gestión técnica del sistema gasista **[REF.9]** dice expresamente que el caudal de biogás máximo que se puede inyectar a la red es de 5.000 Nm<sup>3</sup>/h. Puesto que cuando ambas líneas de lavado trabajan en modo Lavado Fuerte, llegando a purificar un caudal de 4.000 Nm<sup>3</sup>/h, un proyecto interesante sería el estudio tanto técnico como económico para poder independizar ambas líneas de lavado.

En un primer lugar se podría hacer el estudio teniendo en cuenta únicamente los componentes necesarios para independizar las dos líneas ya existentes, es decir, válvulas, gasómetros, tubería, etc. Pudiendo inyectar 2.000 Nm<sup>3</sup>/h a la red de gas y mandar otros 2.000 Nm<sup>3</sup>/h de biogás al 75% a la planta de La Galiana para generar electricidad.

En un segundo lugar se podría volver a dimensionar la instalación para que la línea de Lavado Fuerte procesara 4.000 Nm<sup>3</sup>/h y así estar cerca del caudal máximo que se puede inyectar.

## 16. ANEXOS

### 16.1 ANEXO A

#### 16.1.1 PLANTA DE LA PALOMA

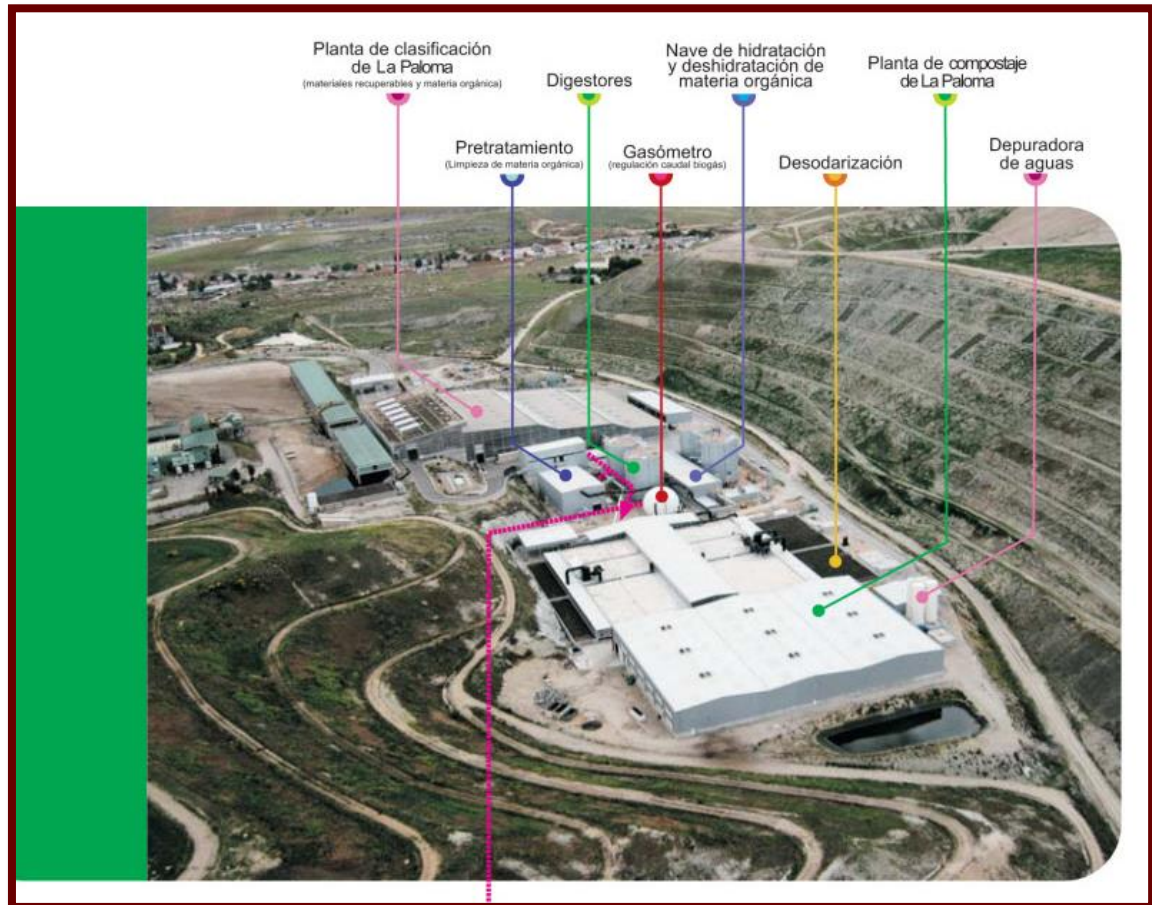


Figura 20: Planta de La Paloma.

Ocupa una extensión de 12.500 m<sup>2</sup> de terreno y en ella se realizan las siguientes actividades: Separación y clasificación de los RSU, biometanización, tratamiento de lixiviados, compostaje y purificación de biogás.

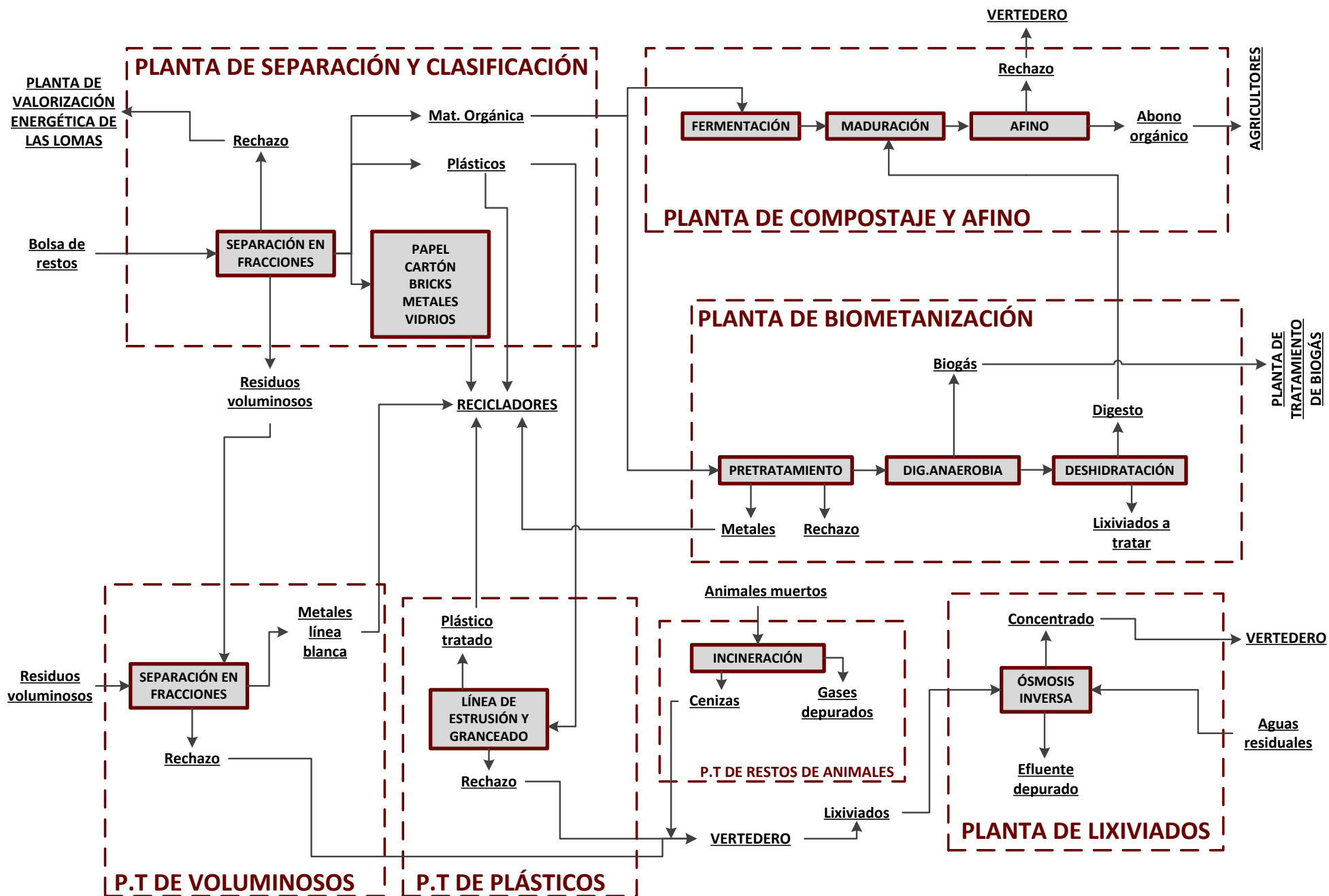
- **Separación y clasificación de los RSU procedentes de la bolsa amarilla y la bolsa de restos:** Por un lado se separan los residuos reciclables (papel, cartón, vidrios, briks, metales y plásticos) de los residuos orgánicos. Los residuos que no entran en los anteriores grupos pero que pueden ser incinerados, se empaquetan para ser llevados a la planta de Las Lomas donde se incineraran para la obtención de electricidad. Los residuos que no pueden ser reciclados o valorizados energéticamente se envían directamente al vertedero de Las Dehesas. La capacidad de esta línea es de 255.500 toneladas anuales.
- **Biometanización:** Obtención de biogás mediante la digestión anaerobia de la fracción orgánica de los RSU. Tras en proceso de biometanización, además de



biogás se obtiene un digesto que tras ser deshidratado se convertirá en abono. La planta de La Paloma produce anualmente 77.500 toneladas de digesto y 13.741.000 Nm<sup>3</sup> de biogás.

- **Tratamiento de lixiviados:** El líquido o lixiviado extraído del digesto tras ser deshidratado, debe ser depurado para evitar la contaminación del suelo. Se utilizan tecnologías como ultrafiltración y ósmosis inversa. Esta planta trata anualmente 32.254 m<sup>3</sup> de lixiviados.
- **Compostaje:** Tratamiento del digesto y otros residuos orgánicos para la obtención de abono.
- **Purificación del biogás:** Consiste en la limpieza del biogás para aumentar su contenido en metano y así su valor energético. La localización de la línea de tratamiento de biogás está próxima a la planta de La Galiana pero se considera que pertenece a La Paloma.





Esquema 11: Funcionamiento de la planta de La Paloma.

### 16.1.2 PLANTA DE LAS DEHESAS

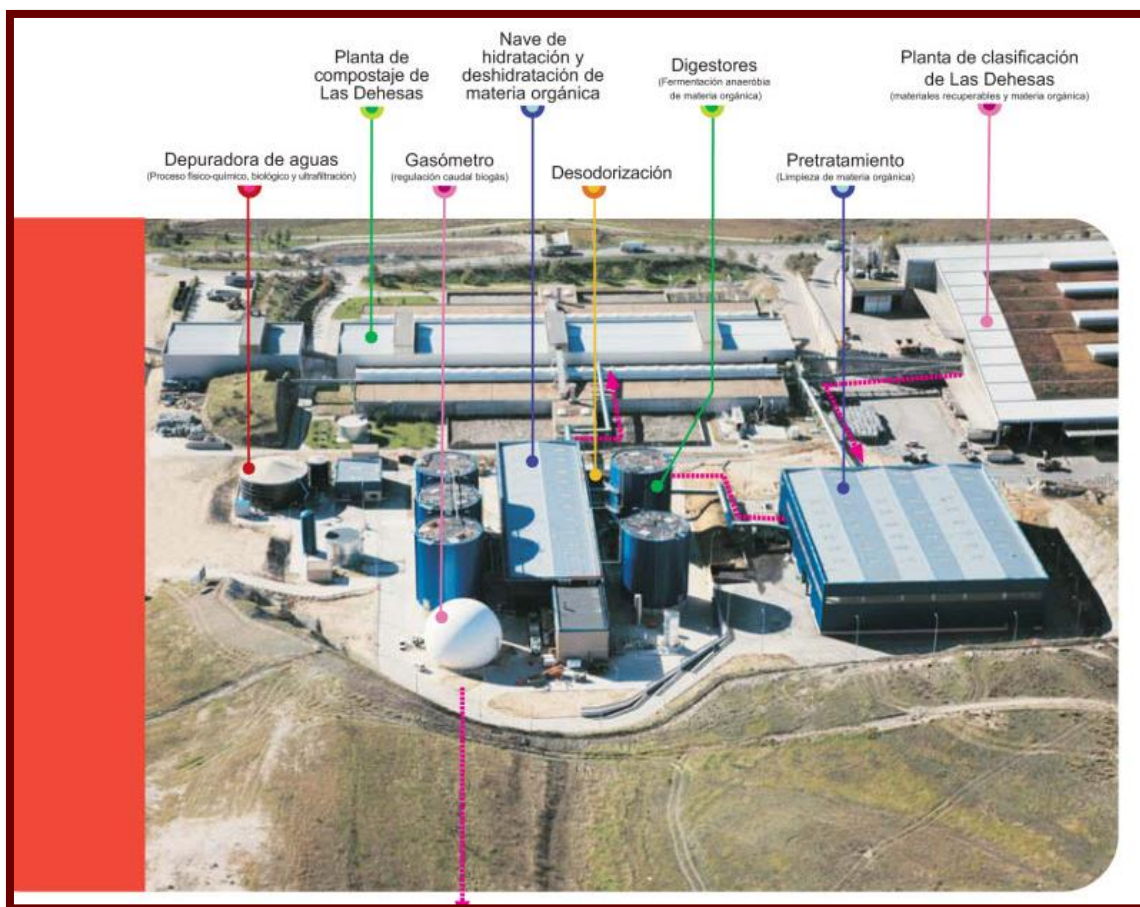


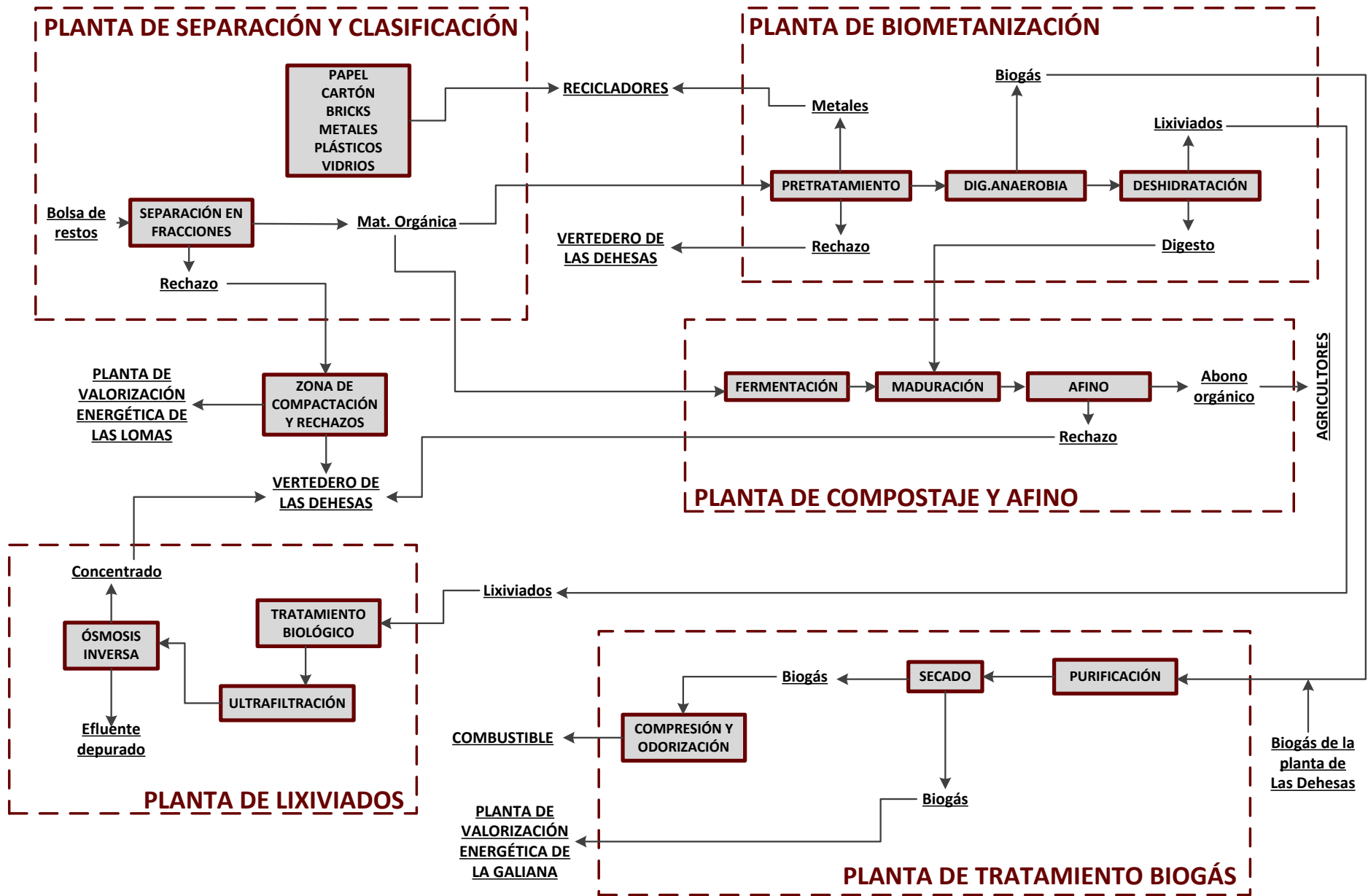
Figura 21: Planta de Las Dehesas.

Ocupa una superficie de 32.000 m<sup>2</sup> de terreno y en ella se llevan a cabo las siguientes actividades: Separación y clasificación de los RSU, biometanización, compostaje, tratamiento de lixiviados, tratamiento de residuos voluminosos, tratamiento de restos de animales, tratamiento de plásticos y vertedero.

- **Separación y clasificación de los RSU:** Se realiza el mismo proceso que en la planta de La Paloma. La capacidad de esta línea es de 565.000 toneladas anuales.
- **Biometanización:** Al igual que en La Paloma, la fracción orgánica de los RSU se procesa con digestión anaerobia. En esta planta se producen anualmente 110.542 toneladas de digesto y 20.447.000 Nm<sup>3</sup> de biogás.
- **Tratamiento de lixiviados:** En esta planta se tratan anualmente 55.511 m<sup>3</sup> de lixiviados.
- **Tratamiento de residuos voluminosos:** Como electrodomésticos y otros aparatos eléctricos que se desmontan para su posterior reciclaje. La capacidad de esta línea es de 60 toneladas a la hora.



- **Tratamiento de restos de animales:** Los restos de animales muertos son incinerados en esta parte de la planta. La capacidad de esta línea es de 0,5 toneladas a la hora.
- **Tratamiento de plásticos:** En esta zona de la planta se procesa el plástico reciclado mediante inyección. La capacidad de esta línea es de 1 toneladas a la hora.
- **Vertedero:** En vertedero de Las Dehesas recoge los restos no utilizables de varias plantas. La capacidad del vertedero es de  $22,7 \cdot 10^6 m^3$



Esquema 12: Funcionamiento de la planta de Las Dehesas.

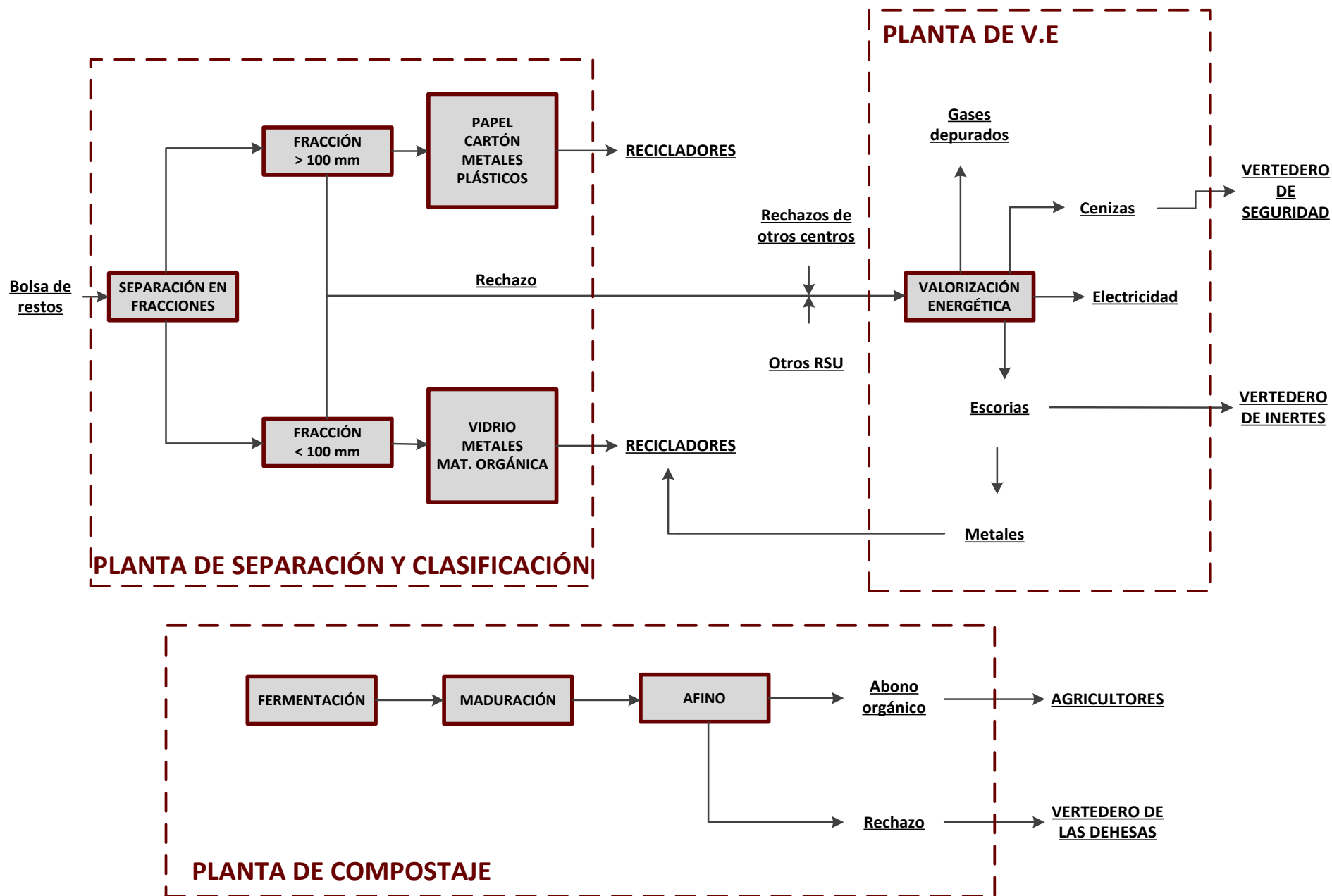
### 16.1.3 PLANTA DE LAS LOMAS



*Figura 22: Planta de Las Lomas.*

Las principales actividades que se llevan a cabo en esta planta son: Separación y clasificación de los RSU, compostaje y valorización energética.

- **Separación y clasificación de los RSU:** Al igual que en las plantas de Las Dehesas y La Paloma se lleva a cabo la separación y clasificación de los residuos procedentes de la bolsa de restos y la bolsa amarilla. La capacidad de esta línea es de 360.000 toneladas anuales.
- **Compostaje:** La parte de residuos orgánicos se procesa para la obtención de abono orgánico. La capacidad de esta línea es de 230.000 toneladas anuales.
- **Valorización energética:** Obtención de electricidad a través de la incineración de los desechos de ésta y demás plantas. La producción eléctrica anual es de 220.000 MWh.



Esquema 13: Funcionamiento de la planta de Las Lomas.



#### 16.1.4 PLANTA DE LA GALIANA

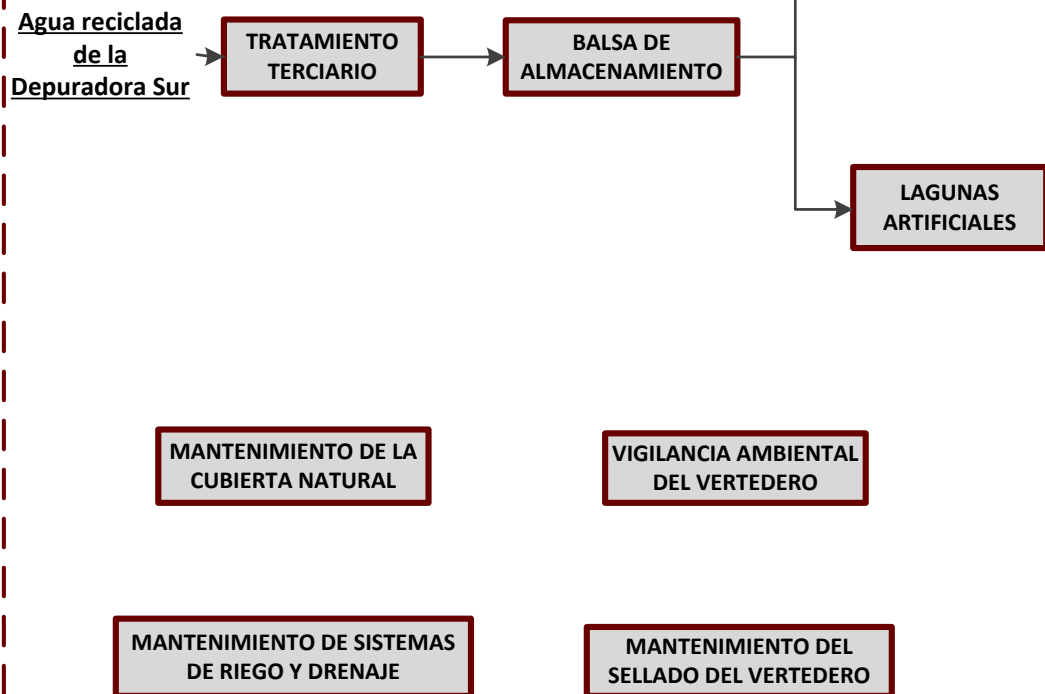


*Figura 23: Planta de La Galiana.*

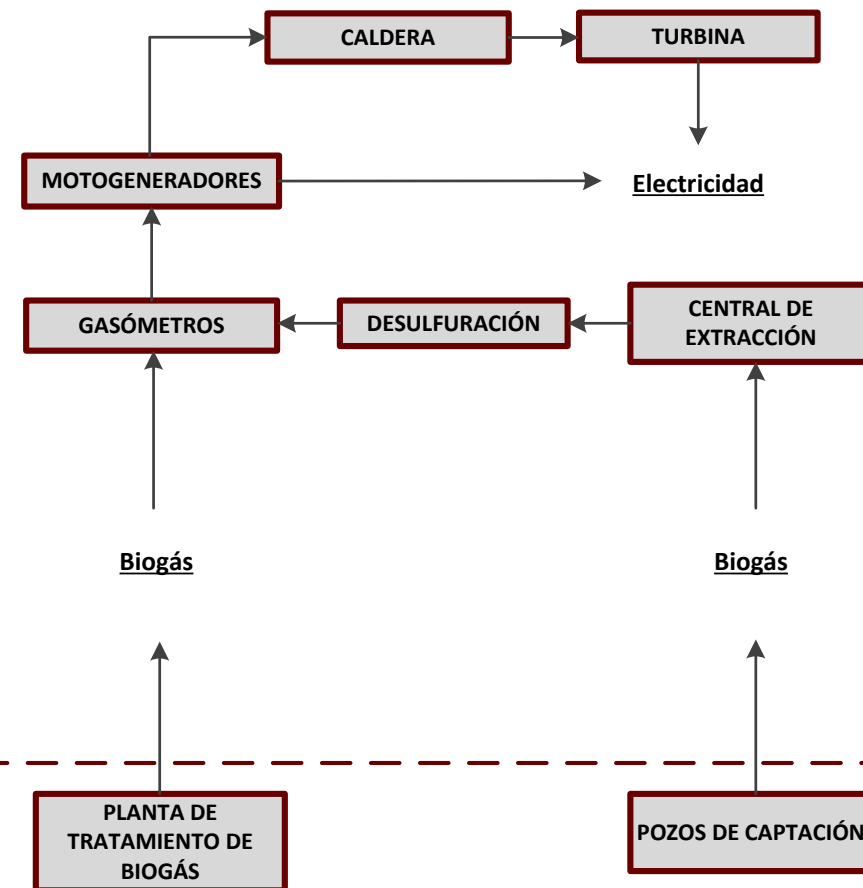
Las principales actividades que se llevan a cabo en esta planta son: gestión del parque forestal de Valdemingómez, desgasificación del antiguo vertedero de Valdemingómez, valorización de dicho biogás para su transformación en electricidad.

- **Gestión del parque forestal de Valdemingómez:** Con 110 hectáreas selladas y revegetadas. El agua que se emplea para el riego es agua reciclada de la Depuradora Sur.
- **Desgasificación:** La extracción se realiza por 280 pozos de captación. La producción prevista a 15 años es de  $433 \cdot 10^6 \text{ Nm}^3$ .
- **Valorización de biogás:** Una vez recibido el biogás procedente del Lavado Suave de la Planta de Tratamiento de Biogás, se quema en motogeneradores para producir electricidad.  
La eficiencia del sistema se aumenta realizando cogeneración con los gases de escape que salen de los motogeneradores.

## PARQUE FORESTAL Y ARBORETO



## PLANTA DE VALORIZACIÓN



Esquema 14: Funcionamiento de la planta de La Galiana.



## 16.2 ANEXO B

### 16.2.1 EXPLICACIÓN DE LOS MÉTODOS DE CÁLCULO

#### 16.2.1.1 Método del 70% de velocidad de inundación [REF.22], [REF.27], [REF.28]

1. Definir las características de las corrientes líquida y gaseosa:

La **Figura 24** representa el esquema de flujo de las corrientes de gas y de líquido que entran y salen de la columna.

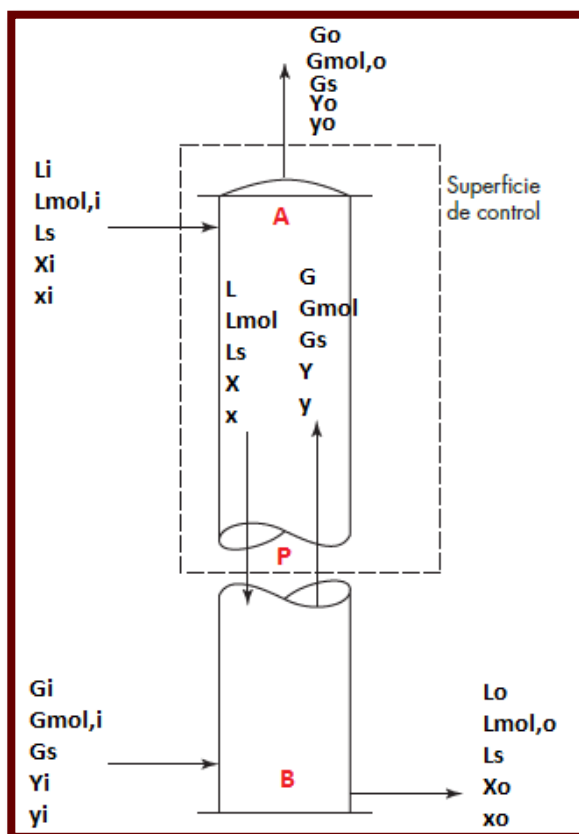


Figura 24: Corrientes líquida y gaseosa que entran y salen de la columna de absorción.

Siendo:

$G_i$  y  $G_o$  los flujos totales de gas y líquido a la entrada y a la salida de la columna.

$L_i$  y  $L_o$  los flujos totales de líquido a la entrada y a la salida de la columna.

$G_{mol,i}$  y  $G_{mol,o}$  los flujos molares de gas a la entrada y a la salida de la columna.

$L_{mol,i}$  y  $L_{mol,o}$  los flujos molares de líquido a la entrada y a la salida de la columna.

$L_s$  y  $G_s$  los flujos totales de líquido y de gas libres de contaminante.

$X_i$  y  $X_o$  las concentraciones de contaminante en la corriente líquida a la entrada y a la salida de la columna.

$Y_i$  e  $Y_o$  las concentraciones de contaminante en la corriente gaseosa a la entrada y a la salida de la columna.

$x_i$  y  $x_o$  las fracciones molares de contaminante en la corriente líquida a la entrada y a la salida de la columna.

$y_i$  e  $y_o$  las fracciones molares de contaminante en la corriente gaseosa a la entrada y a la salida de la columna.

La concentración de contaminante en la corriente gaseosa a la salida de la columna puede obtenerse de la siguiente ecuación, donde  $\eta$  es la efectividad del proceso de absorción que se impone.

$$Y_o = Y_i \cdot \left(1 - \frac{\eta}{100}\right) \quad (3)$$

Las variaciones de composición son continuas a lo largo de toda la columna. Si se toma una superficie de control como la mostrada en la **Figura 24** el balance de materia total en un punto P genérico situado en el centro de la columna quedará:

$$L_i + G = L + G_o \quad (4)$$

Para el contaminante en un punto genérico A situado en la parte superior de la columna:

$$L_i \cdot X_i + G \cdot Y = L \cdot X + G_o \cdot Y_o \quad (5)$$

$L$  y  $G$  representan los flujos molares de las fases líquida y gaseosa mientras que  $X$  e  $Y$  representan las concentraciones del contaminante en las respectivas fases.

Ahora el balance de materia total tomando las corrientes extremas:

$$L_i + G_i = L_o + G_o \quad (6)$$

Y para el contaminante:

$$L_i \cdot X_i + G_i \cdot Y_i = L_o \cdot X_o + G_o \cdot Y_o \quad (7)$$

La relación existente entre X e Y se obtiene reorganizando la ecuación ( 8 ) y se denomina línea de operación:

$$Y = \left(\frac{L}{G}\right) \cdot X + \frac{(G_o \cdot X_o) - (L_i \cdot X_i)}{G} \quad (8)$$

En esta ecuación, X e Y representan la composición del gas y del líquido en cualquier punto de la columna. Si esta ecuación se grafica junto a la curva de equilibrio, ésta queda por encima ya que para que la absorción tenga lugar la fuerza impulsora ( $Y - Y_o'$ ) debe ser positiva. Por el contrario en un proceso de desorción la línea de operación se encontrará por debajo de la curva de equilibrio.

Como se aprecia en la **Figura 25** la línea de operación no es una línea recta. Esto se debe a que la corriente gaseosa disminuye a su paso por la columna mientras que la corriente líquida va en aumento.

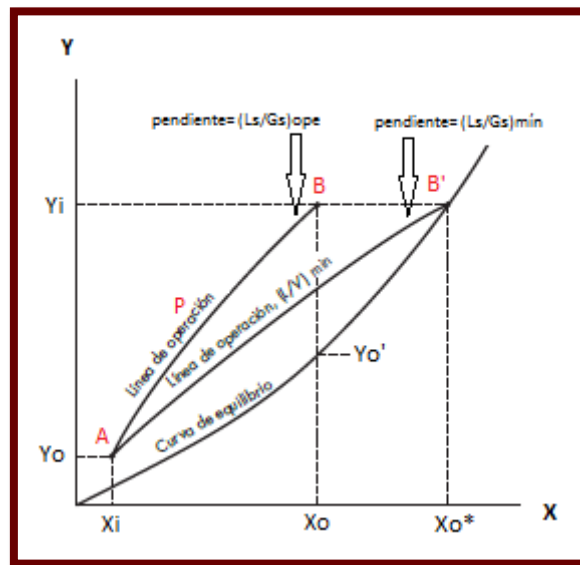


Figura 25: Curva de equilibrio, Línea de operación y Línea de operación mínima.

Si se observa la **Ecuación ( 8 )** la relación  $\left(\frac{L}{G}\right)$  representa la pendiente de la recta por tanto una disminución en el flujo del líquido repercute en una disminución de la pendiente. Para la recta de operación A-B si tanto la velocidad del flujo de gas G como las concentraciones  $X_i$ ,  $X_o$  e  $Y_o$  permanecen constantes mientras la velocidad del flujo de líquido va disminuyendo, el punto B se desplaza al B'. Por tanto la situación en la cual el flujo de líquido tiene la concentración más elevada de contaminante a velocidad mínima, será cuando la línea de operación toque a la curva de equilibrio (punto B'). Para esta condición la altura de la columna sería infinita ya que la fuerza impulsora en la absorción  $(Y-Y_o')$  es cero.

Aumentando la pendiente de la línea de operación se aumenta la fuerza impulsora pero al mismo tiempo hay más cantidad de líquido. Como resultado el contaminante sale de la columna más diluido en el líquido por lo que la recuperación del líquido para usos posteriores se complica.

Como hay que llegar a una solución económica entre la altura de la columna y la cantidad de líquido máxima que se puede introducir en la misma, se comprueba que el flujo de líquido óptimo estará en el intervalo comprendido entre **1,1 y 1,5** veces el flujo de líquido mínimo.

Asumiendo que en el punto de intersección de la línea de operación mínima y la curva de equilibrio la fuerza impulsora es cero, los flujos molares de líquido y gas están libres de contaminante y se denominan  $L_s$  y  $G_s$  respectivamente, por lo que la pendiente de la línea de operación mínima en la base de la columna será:

$$\left(\frac{L_s}{G_s}\right)_{\min} = \frac{Y_i - Y_o}{X_o^* - X_i} \quad (9)$$

Siendo  $X_o^*$  la concentración máxima de contaminante en el líquido para el equilibrio.

Puesto que en el equilibrio no se puede trabajar, el valor de  $\left(\frac{L_s}{G_s}\right)_{\min}$  es irreal.

Por este motivo para obtener la pendiente de la línea de operación hay que usar un factor de ajuste, que generalmente es 1,5 por tanto:

$$\left(\frac{L_s}{G_s}\right)_{ope} = 1,5 \cdot \left(\frac{L_s}{G_s}\right)_{\min} \quad (10)$$

El flujo molar de gas en la base de la columna se obtiene aplicando la siguiente ecuación donde 60 es el factor de conversión para pasar de minutos a horas.

$$G_s = \frac{60 \cdot \rho_{gas} \cdot G_i}{M_{gas} \cdot (1 + Y_i)} \quad (11)$$

El flujo molar de líquido en la base de la columna será:

$$L_s = \left(\frac{L_s}{G_s}\right)_{\min} \cdot G_s \quad (12)$$

Ahora los flujos molares totales de gas y de líquido se pueden obtener a partir de las siguientes ecuaciones:

$$G_{mol,i} = G_s \cdot (1 + Y_i) \quad (13)$$

$$L_{mol,i} = L_s \cdot (1 + X_i) \quad (14)$$

Al igual que para la línea de operación mínima, la pendiente de la línea de operación será:

$$\left(\frac{L_s}{G_s}\right)_{ope} = \frac{Y_i - Y_o}{X_o - X_i} \quad (15)$$

Si se despeja la concentración de contaminante en el líquido a la salida de la columna quedará así:

$$X_o = \frac{Y_i - Y_o}{\left(\frac{L_s}{G_s}\right)_{ope}} + X_i \quad (16)$$

Y en términos de fracción molar quedará:

$$x_o = \frac{X_o}{1 + X_o} \quad (17)$$

## 2. Cálculo del Factor de Absorción:

El Factor de Absorción es la relación existente entre la pendiente de la línea de operación y la curva de equilibrio. Para valores inferiores a la unidad, la absorción de soluto está muy limitada incluso para un número infinito de unidades de transferencia teóricas. Esto sucede en la intersección de la línea de operación con la curva de equilibrio. En cambio, para valores del Factor de Absorción mayores a la unidad, es posible cualquier grado de absorción si se cuenta con suficientes unidades de transferencia teóricas.

Para un grado de absorción y una cantidad de biogás dado, cuando el Factor de Absorción aumenta más de la unidad, el contaminante se disuelve cada vez en más líquido por lo que la recuperación de este se vuelve más difícil. La solución más económica se encuentra cuando el Factor de Absorción está entre 1,25 y 2 pero no siempre es factible.

El Factor de Absorción se calcula de la siguiente forma:

$$FA = \frac{L_{mol,i}}{m \cdot G_{mol,i}} \quad (18)$$

Siendo  $m$  la pendiente de la curva de equilibrio expresada en fracción molar. La pendiente  $m$  se obtiene con la siguiente ecuación:

$$m = \frac{y_o^* - y_i^*}{x_o - x_i} \quad (19)$$

La pendiente relaciona las fracciones molares del contaminante contenido en el flujo de gas,  $y_o^*$  e  $y_i^*$ , en equilibrio con las fracciones molares del contaminante en el flujo de líquido,  $x_o$  y  $x_i$  respectivamente.

La fracción molar de contaminante en el gas se obtiene con la siguiente ecuación:

$$y_o^* = \frac{Y_o^*}{1 + Y_o^*} \quad (20)$$

*3. Estimación del diámetro de la columna imponiendo que la velocidad de inundación sea del 70%:*

Para la estimación del diámetro de la columna de absorción se puede utilizar la **Figura 26**. En este gráfico se representa la línea de inundación máxima para cualquier columna que utilice empaques aleatorios.

En el eje X viene expresada la relación entre los flujos molares de las corrientes líquida y gaseosa,  $\left(\frac{L_{mol,i}}{G_{mol,i}}\right)$ . En el eje Y aparece el caudal superficial de la corriente de gas que entra en la columna,  $G_{sfr,i}$ , para la condición en la cual el empaque está completamente inundado.

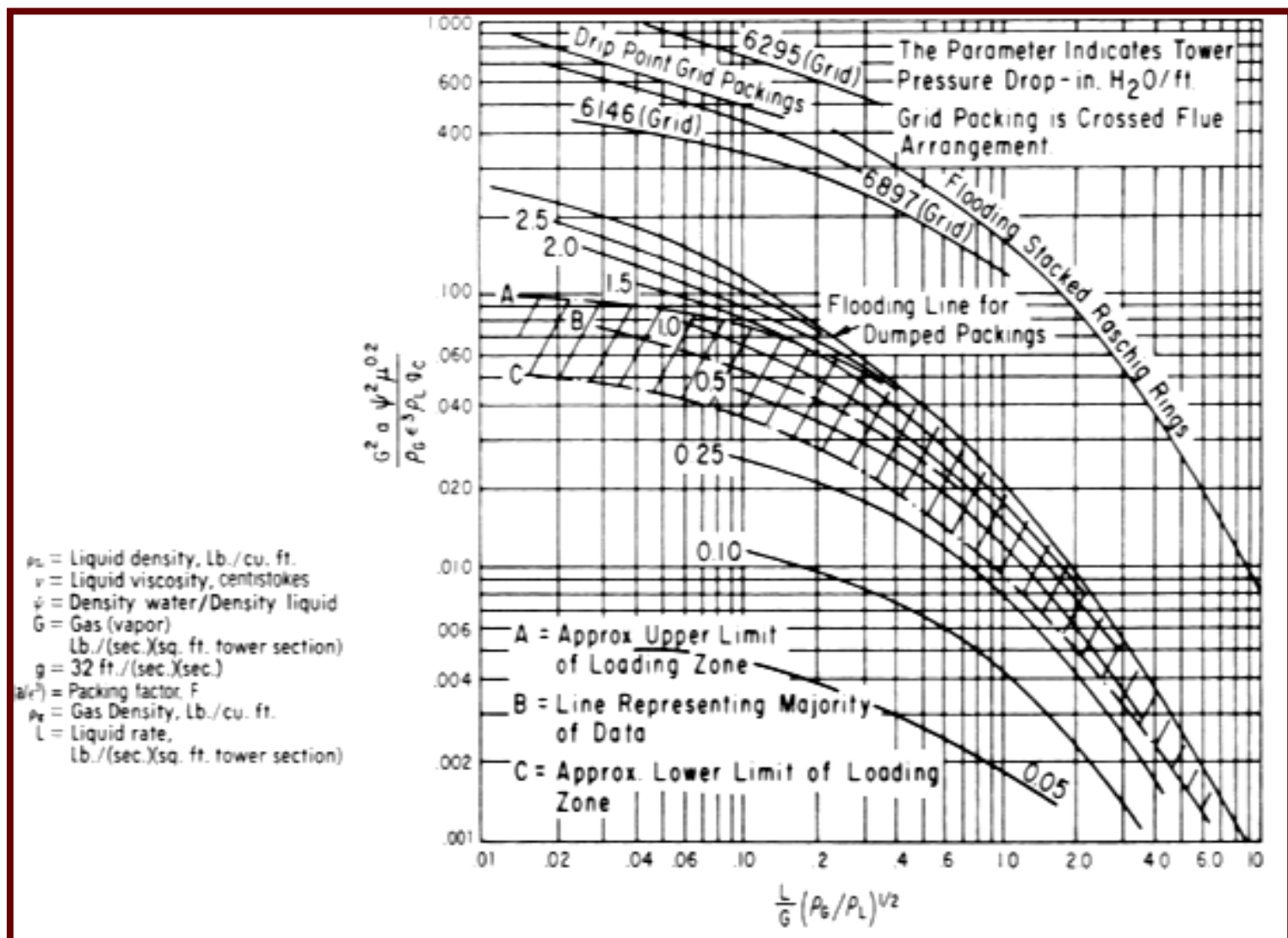


Figura 26: Gráfico que muestra la línea de inundación máxima. [REF.24]



Si se observa la **Figura 26** el eje X viene expresado en términos de los caudales totales de gas y de líquido. Para pasarlos a caudales molares deben ser multiplicados por el peso molecular del líquido y del gas. De esta manera:

$$Abcisa = \left[ \left( \frac{L}{G} \right) \cdot \sqrt{\frac{\rho_{gas}}{\rho_{liq}}} \right] = \left[ \left( \frac{L_{mol,i}}{G_{mol,i}} \right) \cdot \left( \frac{M_{liq}}{M_{gas}} \right) \cdot \sqrt{\frac{\rho_{gas}}{\rho_{liq}}} \right] \quad (21)$$

En el eje Y el cociente  $\frac{a}{\epsilon^3} = F_p$  representa el factor de empaque y  $g_c$  es la constante gravitacional.

El factor  $\psi$  expresa el cociente entre la densidad del líquido utilizado como disolvente y la densidad del agua. En este caso como se utiliza el agua como disolvente el factor  $\psi$  es igual a uno.

$$Ordenada = \frac{(G_{sfr,i})^2 \cdot (\psi)^2 \cdot (\mu_{liq})^{0,2} \cdot F_p}{\rho_{gas} \cdot \rho_{liq} \cdot g_c} \quad (22)$$

El factor de empaque  $F_p$  y la constante  $a$  que representa la relación entre el área superficial y el volumen del empaque se obtienen de la siguiente tabla:

EMPAQUE	MATERIAL	DIÁMETRO (INCHES)	$F_p$	$a$
Anillos Raschig	Cerámica	1	160	58
		2	65	28
Anillos Raschig	Metal	1	137	57
		2	57	31
Berl Saddles	Cerámica	1	110	76
		1,5	65	44

Tabla 17: Constantes  $F_p$  y  $a$  para los distintos empaques aleatorios.

El valor de la ordenada puede determinarse también mediante la siguiente correlación experimental:

$$Ordenada = 10^{[-1,668 - 1,085 \cdot (\log Abcisa) - 0,297 \cdot (\log Abcisa)^2]} \quad (23)$$

Despejando el caudal superficial de gas de la ecuación ( 24 ):

$$G_{sfr,i} = \sqrt{\frac{\rho_{liq} \cdot \rho_{gas} \cdot g_c \cdot Ordenada}{F_p \cdot \psi \cdot (\mu_{liq})^{0,2}}} \quad ( 24 )$$

El área transversal de la columna de absorción se calcula así:

$$A = \frac{G_{mol,i} \cdot M_{gas}}{3.600 \cdot G_{sfr,i} \cdot f} \quad ( 25 )$$

Donde 3600 es el factor de conversión de horas a segundos y  $f$  es el factor de inundación. Como se explicó anteriormente,  $G_{sfr,i}$  es el caudal superficial de gas que entra en la columna para la condición de máxima inundación del empaque. En este caso como se considera que para el diseño la velocidad de inundación debe ser del 70%, el factor  $f$  será 0,7.

Una vez calculada el área transversal de la columna, el diámetro de la columna será:

$$D = \sqrt{\frac{4 \cdot A}{\pi}} \quad ( 26 )$$

El flujo de líquido superficial dentro de la columna se calcula de la siguiente forma:

$$L_{sfr,i} = \frac{L_{mol,i} \cdot M_{liq}}{A} \quad ( 27 )$$

Y deberá ser entre **1,1 y 1,5** veces mayor que el flujo de líquido superficial mínimo para el correcto funcionamiento de la columna.

El caudal de líquido mínimo que moja uniformemente el empaque es:

$$(L_{sfr,i})_{min} = (MWR) \cdot \rho_{liq} \cdot a \quad (28)$$

Siendo el factor  $a$  el ratio (superficie/volumen) que tiene el empaque y MWR (Minimun Wetting Rate) el caudal superficial mínimo que moja el empaque.

El MWR se obtiene de la **Tabla 18**:

EMPAQUE	MWR $(ft^2/h)$
Anillos ( Raschig ,Lessing ,etc...) hasta 3-inches de diámetro	0,85
Empaque estructurado de 2-inches de diámetro	0,85
Todo empaque mayor de 3-inches	1,3

Tabla 18: Factor MWR dependiendo del tamaño del empaque aleatorio. [REF.24]

#### 4. Estimación de la altura de la columna.

La altura de la columna de absorción depende principalmente de la altura del empaque  $H_{Empaque}$ . Ésta a su vez depende del número de unidades de transferencia teóricas ( $N_{ut}$ ), que son el número de estados o pasos necesarios para alcanzar la eficiencia necesaria en la absorción. Las unidades de transferencia teórica pueden determinarse gráficamente mediante la curva de equilibrio y las condiciones de entrada y salida de ambas corrientes o mediante la ecuación siguiente:

$$N_{ut} = \frac{\ln \left[ \left( \frac{y_i - m \cdot x_i}{y_o - m \cdot x_i} \right) \cdot \left( 1 - \frac{1}{FA} \right) + \frac{1}{FA} \right]}{\left( 1 - \frac{1}{FA} \right)} \quad (29)$$

Esta ecuación puede simplificarse en:

$$N_{ut} = \ln \left( \frac{y_i}{y_o} \right) \quad (30)$$

Siempre y cuando el FA sea suficientemente grande como para salirse del rango óptimo establecido entre **1,25 y 2**. Y además porque se asume como premisa que la concentración de contaminante a la entrada de la columna es cero ( $x_i = 0$ ).

A su vez la altura de la unidad de transferencia teórica se obtiene:

$$H_{ut} = H_G + \left( \frac{1}{FA} \cdot H_L \right) \quad (31)$$

Siendo  $H_G$  y  $H_L$  las alturas de la película de gas y de líquido respectivamente. En este punto, ambas alturas de película pueden calcularse mediante la Teoría de la doble película o estimarse mediante las siguientes correlaciones:

$$H_G = \left[ \frac{\alpha \cdot (3.600 \cdot f \cdot G_{sfr,i})^\beta}{(L_{sfr,i})_{\min}^\gamma} \right] \cdot \sqrt{\frac{\mu_G}{\rho_G \cdot D_G}} \quad (32)$$

$$H_L = \theta \cdot \left( \frac{(L_{sfr,i})_{\min}}{\mu_L} \right)^b \cdot \sqrt{\frac{\mu_L}{\rho_L \cdot D_L}} \quad (33)$$

Donde  $\alpha, \beta, \gamma, \theta$  y  $b$  son constantes propias del empaque utilizado.

$\mu_L$  y  $\mu_G$  son las viscosidades cinemáticas de las corrientes líquida y gaseosa.

$D_L$  y  $D_G$  son las difusividad del contaminante en agua y en aire respectivamente.

Las constantes  $\alpha, \beta, \gamma$  se obtienen de la siguiente tabla:

EMPAQUE	DIÁMETRO (INCHES)	CONSTANTES DE EMPAQUE		
		$\alpha$	$\beta$	$\gamma$
Anillos Raschig	1	6,41	0,32	0,51
	2	3,82	0,41	0,45
Berl Saddles	1	1,97	0,36	0,4
	1,5	5,05	0,32	0,45

Tabla 19: Constantes de empaque  $\alpha, \beta, \gamma$ .

Las constantes  $\theta$  y  $b$  se obtienen de la siguiente tabla:

EMPAQUE	DIÁMETRO (INCHES)	CONSTANTES DE EMPAQUE	
		$\theta$	$b$
Anillos Raschig	1	0,00357	0,35
	2	0,0125	0,22
Berl Saddles	1	0,00588	0,28
	1,5	0,00625	0,28

Tabla 20: Constantes de empaque  $\theta$  y  $b$ .

La altura de empaque será:

$$H_{Empaque} = N_{ut} \cdot H_{ut} \quad (34)$$

Una vez calculada la altura del empaque, la altura de la columna se obtiene con la siguiente correlación que sólo es válida para columnas con diámetros entre **2 y 12 pies** y alturas de empaque entre **4 y 12 pies**:

$$H_{Columna} = (1,4 \cdot H_{Empaque}) + (1,02 \cdot D) + 2,81 \quad (35)$$

Ahora la superficie de la columna se obtiene:

$$S = \pi \cdot D \cdot \left( H_{Columna} + \frac{D}{2} \right) \quad (36)$$

##### 5. Cálculo de la pérdida de carga en el interior de la columna.

Para el cálculo de la pérdida de carga se utiliza la correlación de Leva:

$$\Delta P = c \cdot 10^{\frac{(j \cdot (L_{sfr,i})_{min})}{3.600}} \cdot \frac{(f \cdot G_{sfr,i})^2}{\rho_G} \quad (37)$$

Donde  $c$  y  $j$  son constantes propias del empaque utilizado y 3600 es el factor de conversión de segundos a horas.

Las constantes  $c$  y  $j$  se obtienen de la siguiente tabla:

EMPAQUE	MATERIAL	DIÁMETRO (INCHES)	$c$	$j$
Anillos Raschig	Cerámica	1	0,97	0,25
		2	0,34	0,17
Anillos Raschig	Metal	1	0,42	0,21
		2	0,23	0,135
Berl Saddles	Cerámica	1	0,39	0,17
		1,5	0,21	0,13

Tabla 21: Constantes de empaque  $c$  y  $j$ .

### 16.2.1.2 Método de la pérdida de carga

Como se expresó anteriormente, ambos métodos de cálculo comparten los dos primeros pasos del procedimiento.

#### 3. Estimación del diámetro de la columna fijando la pérdida de carga en su interior.

Con este método se fija la pérdida de carga en el interior de la columna en el rango óptimo (0,5 y 1 pulgada de agua por pulgada de empaque).

Una vez seleccionada la pérdida de carga se puede utilizar la **Figura 19** para obtener el valor de la ordenada.

El eje X o de abscisas viene representado por esta ecuación:

$$Abcisa = \left( \frac{L_{mol,i}}{G_{mol,i}} \right) \cdot \left( \frac{M_{liq}}{M_{gas}} \right) \cdot \sqrt{\frac{\rho_{gas}}{\rho_{liq} - \rho_{gas}}} \quad (38)$$

El eje Y o de Ordenadas sigue la siguiente ecuación:

$$Ordenada = \frac{(G_{sfr,i})^2 \cdot F_p \cdot (\mu_{liq})^{0,1}}{(\rho_{liq} - \rho_{gas}) \cdot \rho_{gas} \cdot g_c} \quad (39)$$

El valor de la ordenada puede determinarse también a través de la siguiente correlación:

$$Ordenada = \exp \left[ \frac{k_0 + k_1 \cdot (\ln Abcisa) + k_2 \cdot (\ln Abcisa)^2 + k_3 \cdot (\ln Abcisa)^3 + k_4 \cdot (\ln Abcisa)^4}{k_3 \cdot (\ln Abcisa)^3 + k_4 \cdot (\ln Abcisa)^4} \right] \quad (40)$$

Donde  $k_0, k_1, k_2, k_3$ , y  $k_4$  son constantes y se obtienen de la **Tabla 22**.

$\Delta P$ (Inches water/ft packing)	$k_0$	$k_1$	$k_2$	$k_3$	$k_4$
0,05	-6,3205	-0,6080	-0,1193	-0,0068	0,0003
0,10	-5,5009	-0,7851	-0,1350	0,0013	0,0017
0,25	-5,0032	-0,9530	-0,1393	0,0126	0,0033
0,50	-4,3992	-0,9940	-0,1698	0,0087	0,0034
1,00	-4,0950	-1,0012	-0,1587	0,0080	0,0032
1,50	-4,0256	-0,9895	-0,0830	0,0324	0,0053

Tabla 22: Constantes  $k_0, k_1, k_2, k_3$  y  $k_4$  para distintos valores de pérdida de carga.

A continuación se calcula el flujo superficial de gas.

$$G_{sfr,i} = \sqrt{\frac{(\rho_{líq} - \rho_{gas}) \cdot \rho_{gas} \cdot g_c \cdot Ordenada}{F_p \cdot \psi \cdot (\mu_{líq})^{0,1}}} \quad (41)$$

Para el cálculo del área transversal de la columna no se emplea el factor de inundación.

$$A = \frac{G_{mol,i} \cdot M_{gas}}{3.600 \cdot G_{sfr,i}} \quad (42)$$

El diámetro de la columna será:

$$D = \sqrt{\frac{4 \cdot A}{\pi}}$$

#### 4. *Estimación de la altura de la columna.*

Una vez calculada el área se aplican las mismas ecuaciones que en el primer método de cálculo para la obtención de la altura de la columna, pero en este caso sin aplicar el factor de inundación.

### 16.2.1.3 *Cálculos secundarios*

#### ▪ **Cálculo del peso molecular del biogás.**

Si se considera que el biogás está compuesto por el 60% de Metano ( $M_{CH_4} = 16 \text{ g/mol}$ ) y por un 40% de Dióxido de Carbono ( $M_{CO_2} = 44 \text{ g/mol}$ ).

$$M_{Biogás} = \frac{1}{\frac{0,60}{16} + \frac{0,40}{44}} = 21,5 \text{ g/mol}$$

#### ▪ **Cálculo de la densidad del biogás a la presión de trabajo.**

Tal y como se explicó en el apartado de premisas de cálculo, se supone que el biogás se comporta como gas ideal.

Aplicando la ecuación general de los Gases Ideales:

$$P \cdot V = n \cdot R \cdot T$$

Siendo:

P= Presión de trabajo (9 bares = 8,88 atm).

V= Volumen (L).

n = N° de moles.

R= Constante de los gases ideales ( $0,082 \frac{\text{atm} \cdot \text{L}}{\text{mol} \cdot \text{K}}$ ).

T= Temperatura de trabajo (30°C = 303,15 K).



Organizando la ecuación:

$$\frac{P}{R \cdot T} = \frac{n}{V}$$

Multiplicando ambos lados de la ecuación por el peso molecular del aire:

$$\frac{P \cdot M_{Biogás}}{R \cdot T} = \frac{n \cdot M_{Biogás}}{V}$$

Si se observa el segundo miembro de la ecuación ya tiene unidades de densidad ya que:

$$\frac{n}{V} = \frac{\text{moles}}{L} \quad \text{Y} \quad M_{aire} = \frac{g}{mol}$$

Por lo que:

$$\frac{\text{moles}}{L} \cdot \frac{g}{\text{moles}} = \frac{g}{L}$$

$$\rho_{gas} = \frac{8,88 \text{ atm} \cdot 21,5 \frac{g}{mol}}{0,082 \frac{\text{atm} \cdot L}{mol \cdot K} \cdot 303,15 K} = 7,68 \frac{g}{L} = 0,48 \frac{lb}{ft^3}$$

- **Cálculo de la difusividad del CO<sub>2</sub> en el aire a la presión de trabajo (9 bares) [REF.27]:**

$$D_{CO_2} = \frac{0,1013 \cdot T^{1,75} \cdot \left( \frac{1}{M_{CO_2}} + \frac{1}{M_{aire}} \right)^{0,5}}{P \cdot [(\Sigma V_{CO_2})^{1/3} + (\Sigma V_{aire})^{1/3}]^2}$$

Siendo:

T = Temperatura de trabajo (30°C = 303,15 K).

M<sub>CO<sub>2</sub></sub> y M<sub>aire</sub> = Los pesos moleculares respectivos al CO<sub>2</sub> y al aire.

P = Presión de trabajo (9 bares = 900.000 Pa).

V<sub>CO<sub>2</sub></sub> y V<sub>aire</sub> = Los volúmenes de difusión atómica respectivos al CO<sub>2</sub> y al aire.

$$V_{CO_2} = 16,5 + (2 \cdot 5,481) = 27,46$$

$$V_{aire} = 20,1$$

$$D_{CO_2} = \frac{0,1013 \cdot 303,15^{1,75} \cdot \left(\frac{1}{44} + \frac{1}{21,5}\right)^{0,5}}{900.000 \cdot \left[(27,46)^{1/3} + (20,1)^{1/3}\right]^2}$$

$$D_{CO_2} = 2,19 \cdot 10^{-5} \frac{m^2}{s} = 2,36 \cdot 10^{-4} \frac{ft^2}{s} = 0,85 \frac{ft^2}{h}$$

## 16.3 ANEXO C

### 16.3.1 DIMENSIONADO DE LA COLUMNA UTILIZANDO COMO EMPAQUE BERL SADDLES CERÁMICOS DE 1 PULGADA DE DIÁMETRO POR EL MÉTODO DEL 70% DE VELOCIDAD DE INUNDACIÓN.

1. Estimación del diámetro de la columna imponiendo que la velocidad de inundación sea del 70%:

$$Abcisa = \left(\frac{1807,29}{1.576,90}\right) \cdot \left(\frac{18}{21,5}\right) \cdot \sqrt{\frac{0,48}{55,68}} = 0,089$$

$$Ordenada = 10^{[-1,668 - 1,085 \cdot (\log Abcisa) - 0,297 \cdot (\log Abcisa)^2]}$$

$$Ordenada = 10^{[-1,668 - 1,085 \cdot (\log 0,089) - 0,297 \cdot (\log 0,089)^2]} = 10^{-0,856}$$

$$Ordenada = 0,139$$

$$G_{sfr,i} = \sqrt{\frac{55,86 \cdot 0,48 \cdot 32,2 \cdot 0,139}{110 \cdot 1 \cdot (2,84)^{0,2}}} = 0,94 \frac{lb}{ft^2 - sec}$$

$$A = \frac{1.576,90 \cdot 21,5}{3.600 \cdot 0,94 \cdot 0,7}$$

$$A = 14,31 \text{ ft}^2 \sim 1,33 \text{ m}^2$$

$$D = \sqrt{\frac{4 \cdot A}{\pi}} = \sqrt{\frac{4 \cdot 14,31}{\pi}} = 4,27 \text{ ft} \sim 1,33 \text{ m}$$

$$L_{sfr,i} = \frac{1807,29 \cdot 18}{14,31} = 2.273,3 \frac{\text{lb}}{\text{h} - \text{ft}^2}$$

$$(L_{sfr,i})_{\min} = (MWR) \cdot \rho_{\text{liq}} \cdot a = 1,3 \cdot 55,68 \cdot 76 = 5.501 \frac{\text{lb}}{\text{h} - \text{ft}^2}$$

### PROCESO DE ITERACIÓN:

Consiste el recalcular nuevamente el área de la columna para obtener el caudal mínimo de líquido.

$$L_{sfr,i} = \frac{L_{mol,i} \cdot M_{\text{liq}}}{A}$$

Se deja el caudal molar de líquido en función del área:

$$L_{mol,i} = \frac{L_{sfr,i} \cdot A}{M_{\text{liq}}} = \frac{5.501 \cdot A}{18} = 305,61 \cdot A$$

$$A = \frac{G_{mol,i} \cdot M_{\text{gas}}}{3.600 \cdot G_{sfr,i} \cdot f}$$

Se deja el caudal superficial de gas en función del área:

$$G_{sfr,i} = \frac{G_{mol,i} \cdot M_{\text{gas}}}{3.600 \cdot A \cdot f} = \frac{1.576,90 \cdot 21,5}{3.600 \cdot A \cdot 0,7} = \frac{13,45}{A}$$

Se introduce el valor del  $G_{sfr,i}$  en la correlación de Leva, para dejar el valor de la ordenada en función del área:

$$\text{Ordenada} = \frac{(G_{sfr,i})^2 \cdot (\psi)^2 \cdot (\mu_{\text{liq}})^{0,2} \cdot F_p}{\rho_{\text{gas}} \cdot \rho_{\text{liq}} \cdot g_c} = \frac{\left(\frac{13,45}{A}\right)^2 \cdot (1)^2 \cdot (2,84)^{0,2} \cdot 110}{0,48 \cdot 55,86 \cdot 32,2}$$

$$\text{Ordenada} = \frac{28,40}{A^2}$$

A continuación se supone un valor para el área cercano al que ya se había calculado anteriormente.

$$\text{Si } A = 15 \text{ ft}^2$$

Se introduce el valor del área en la correlación de la ordenada:

$$\text{Ordenada} = \frac{28,40}{15^2} = 0,126$$

Se introduce el valor de la ordenada obtenido en la **Figura 27**:

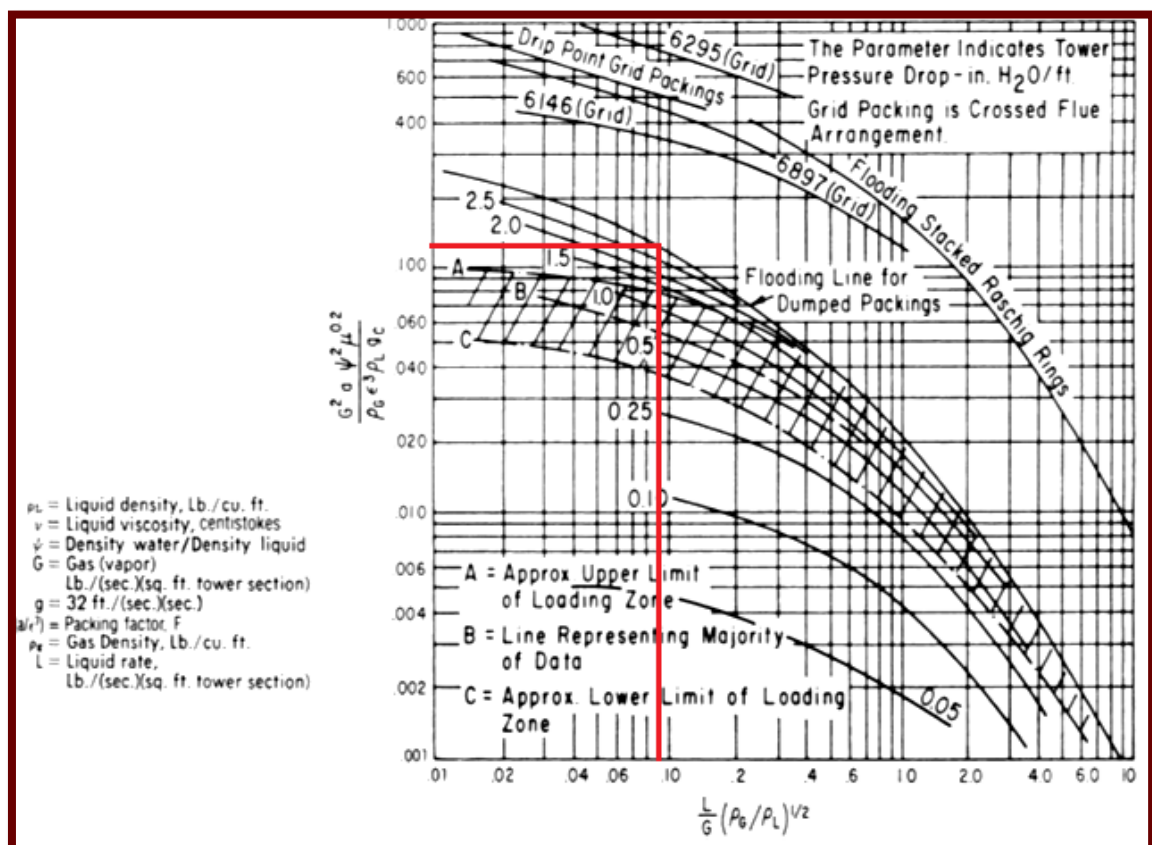


Figura 27: Proceso de iteración. Berl Saddles 1 pulgada cerámicos.  $A = 15 \text{ ft}^2$ .

Así se consigue un nuevo valor para la abscisa.  $\text{Abscisa} = 0,09$

Por último, se recurre a la correlación ( 23 ) para recalcular la ordenada:

$$\text{Ordenada} = 10^{[-1,668+1,135-0,325]} = 10^{-0,858} = 0,139$$

Ahora se comparan los dos valores de ordenada obtenidos hasta que converjan.

Si  $A = 16 \text{ ft}^2$

Ordenada = 0,111

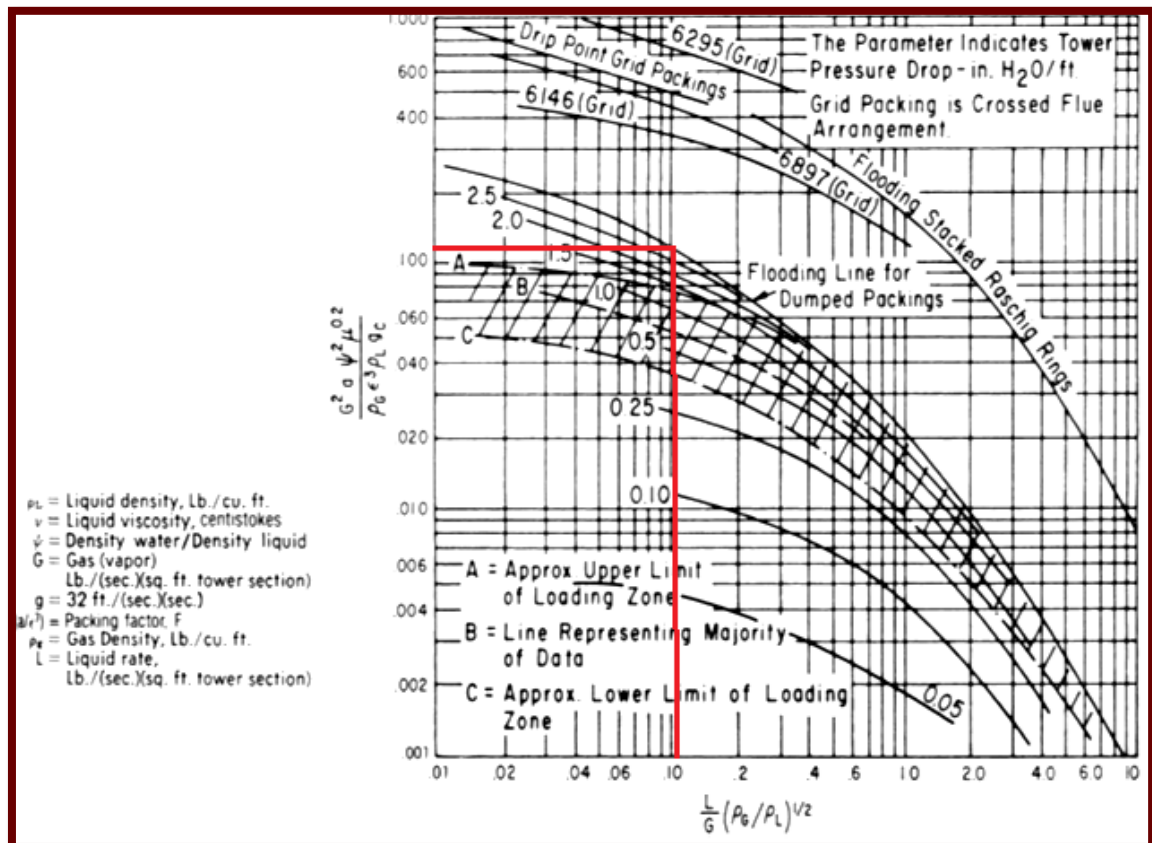


Figura 28: Proceso de iteración. Berl Saddles 1 pulgada cerámicos.  $A = 16 \text{ ft}^2$ .

Abscisa = 0,11

Ordenada =  $10^{[-1,668+1,040-0,285]} = 10^{-0,913} = 0,122$

Si  $A = 17 \text{ ft}^2$

Ordenada = 0,098

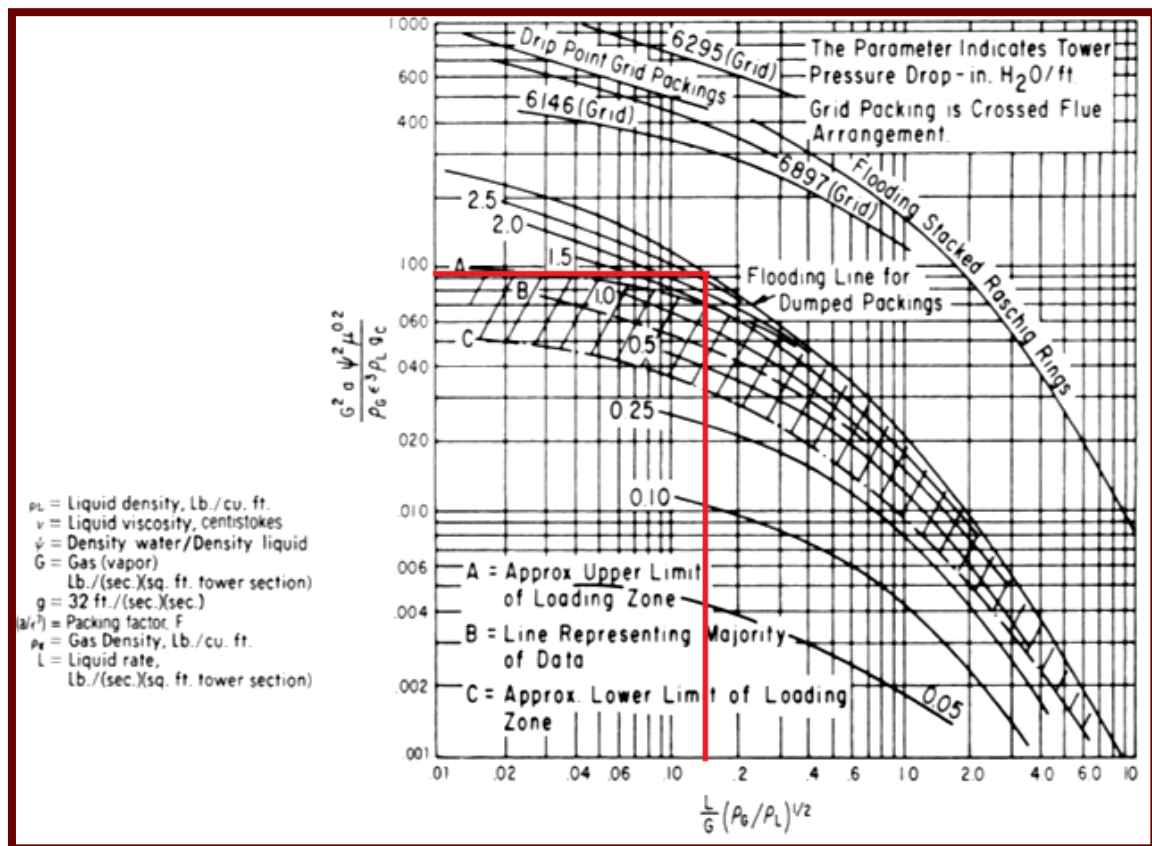


Figura 29: Proceso de iteración. Berl Saddles 1 pulgada cerámicos.  $A = 17 \text{ ft}^2$ .

Abscisa = 0,15

Ordenada =  $10^{[-1,668+0,894-0,202]} = 10^{-0,976} = 0,105$

Una vez se considera que ha convergido se recalculan los demás datos.

$$D = \sqrt{\frac{4 \cdot A}{\pi}} = \sqrt{\frac{4 \cdot 17}{\pi}} = 4,65 \text{ ft}$$

$$L_{mol,i} = 305,61 \cdot A = 305,61 \cdot 17$$

$$L_{mol,i} = 5.195,37 \text{ lb - moles/h}$$



$$X_o = \frac{Y_i - Y_o}{\left(\frac{L_s}{G_s}\right)} + X_i$$

$$X_o = \frac{0,67 - 6,7 \cdot 10^{-3}}{\left(\frac{5.195,37}{1.576,90}\right)} + 0$$

$$X_o = 0,2$$

$$x_o = \frac{X_o}{1 + X_o} = \frac{0,2}{1 + 0,2}$$

$$x_o = 0,16$$

$$NUT = 5$$

$$G_{sfr,i} = \frac{13,45}{17} = 0,79 \frac{lb}{ft^2 \cdot sec}$$

$$H_G = \left[ \frac{1,97 \cdot (3.600 \cdot 0,7 \cdot 0,79)^{0,36}}{5.501^{0,4}} \right] \cdot \sqrt{\frac{0,048}{0,48 \cdot 0,85}}$$

$$H_G = 0,33 \text{ ft}$$

$$H_{Empaque} = 5 \cdot 0,33 = 1,65 \text{ ft}$$

$$H_{Columna} = (1,4 \cdot 1,65) + (1,02 \cdot 4,65) + 2,81$$

$$H_{Columna} = 9,86 \text{ ft}$$

$$S = \pi \cdot 4,65 \cdot \left( 9,86 + \frac{4,65}{2} \right)$$

$$S = 178 \text{ ft}^2$$

$$\Delta P = 0,39 \cdot 10^{\frac{(0,17 \cdot 5.501)}{3.600}} \cdot \frac{(0,7 \cdot 0,79)^2}{0,48}$$

$$\Delta P = 0,45 \text{ No cumple}$$

$$\Delta P_{TOTAL} = 0,45 \cdot 1,65 = 0,74$$

$$Volumen empaque = 1,65 \cdot 17 = 28,1 \text{ ft}^3 \sim 0,78 \text{ m}^3$$

### 16.3.2 **DIMENSIONADO DE LA COLUMNA UTILIZANDO COMO EMPAQUE BERL SADDLES CERÁMICOS DE 1,5 PULGADAS DE DIÁMETRO POR EL MÉTODO DEL 70% DE VELOCIDAD DE INUNDACIÓN.**

2. *Estimación del diámetro de la columna imponiendo que la velocidad de inundación sea del 70%:*

$$Abcisa = \left( \frac{1807,29}{1.576,90} \right) \cdot \left( \frac{18}{21,5} \right) \cdot \sqrt{\frac{0,48}{55,68}} = 0,089$$

$$Ordenada = 10^{[-1,668 - 1,085 \cdot (\log Abcisa) - 0,297 \cdot (\log Abcisa)^2]}$$

$$Ordenada = 10^{[-1,668 - 1,085 \cdot (\log 0,089) - 0,297 \cdot (\log 0,089)^2]} = 10^{-0,856}$$

$$Ordenada = 0,139$$

$$G_{sfr,i} = \sqrt{\frac{55,86 \cdot 0,48 \cdot 32,2 \cdot 0,139}{65 \cdot 1 \cdot (2,84)^{0,2}}} = 1,22 \frac{lb}{ft^2 - sec}$$

$$A = \frac{1.576,90 \cdot 21,5}{3.600 \cdot 1,22 \cdot 0,7}$$

$$A = 11,03 \text{ } ft^2 \sim 1,02 \text{ } m^2$$

$$D = \sqrt{\frac{4 \cdot A}{\pi}} = \sqrt{\frac{4 \cdot 11,03}{\pi}} = 3,75 \text{ } ft \sim 1,14 \text{ } m$$

$$L_{sfr,i} = \frac{1807,29 \cdot 18}{11,03} = 2.949,34 \frac{lb}{h - ft^2}$$

$$(L_{sfr,i})_{\min} = (MWR) \cdot \rho_{liq} \cdot a = 1,3 \cdot 55,68 \cdot 44 = 3.184,90 \frac{lb}{h - ft^2}$$

Ahora se procede a comprobar que el flujo superficial de líquido en la columna sea de 1,1 a 1,5 veces superior al mínimo.





$$\frac{L_{sfr,i}}{(L_{sfr,i})_{min}} = \frac{3.184,90}{2.949,34} = 1,1$$

NO HAY QUE ITERAR

$$N_{ut} = \ln\left(\frac{0,67}{6,7 \cdot 10^{-3}}\right) = 4,61 \cong 5$$

$$H_G = \left[ \frac{5,05 \cdot (3.600 \cdot 0,7 \cdot 1,22)^{0,32}}{2.949,34^{0,45}} \right] \cdot \sqrt{\frac{0,048}{0,48 \cdot 0,85}}$$

$$H_G = 0,62 \text{ ft} \sim 0,19 \text{ m}$$

$$H_{Empaque} = 5 \cdot 0,62 = 3,1 \text{ ft} \sim 0,94 \text{ m}$$

1. *Estimación de la altura de la columna:*

$$H_{Columna} = (1,4 \cdot 3,1) + (1,02 \cdot 3,75) + 2,81$$

$$H_{Columna} = 10,98 \text{ ft} \sim 3,35 \text{ m}$$

$$S = \pi \cdot 3,75 \cdot \left(10,98 + \frac{3,75}{2}\right)$$

$$S = 151,44 \text{ ft}^2 \sim 14,07 \text{ m}^2$$

2. *Cálculo de la pérdida de carga en el interior de la columna:*

$$\Delta P = 0,21 \cdot 10^{\frac{(0,13 \cdot 2.949,34)}{3.600}} \cdot \frac{(0,7 \cdot 1,22)^2}{0,48}$$

$$\Delta P = 0,41 \frac{\text{inches water}}{\text{inches packing}} \quad \text{No cumple}$$

$$\Delta P_{TOTAL} = 0,41 \cdot 3,1 = 1,27 \frac{\text{inches water}}{\text{inches packing}}$$

$$\text{Volumen empaque} = 3,1 \cdot 11,03 = 34,19 \text{ ft}^3 \sim 0,97 \text{ m}^3$$

### 16.3.3 DIMENSIONADO DE LA COLUMNA UTILIZANDO COMO EMPAQUE RASCHIG RINGS CERÁMICOS DE 1 PULGADA DE DIÁMETRO POR EL MÉTODO DEL 70% DE VELOCIDAD DE INUNDACIÓN.

1. Estimación del diámetro de la columna imponiendo que la velocidad de inundación sea del 70%:

$$\text{Abscisa} = \left( \frac{1807,29}{1.576,90} \right) \cdot \left( \frac{18}{21,5} \right) \cdot \sqrt{\frac{0,48}{55,68}} = 0,089$$

$$\text{Ordenada} = 10^{[-1,668 - 1,085 \cdot (\log \text{Abscisa}) - 0,297 \cdot (\log \text{Abscisa})^2]}$$

$$\text{Ordenada} = 10^{[-1,668 - 1,085 \cdot (\log 0,089) - 0,297 \cdot (\log 0,089)^2]} = 10^{-0,856}$$

$$\text{Ordenada} = 0,139$$

$$G_{sfr,i} = \sqrt{\frac{55,86 \cdot 0,48 \cdot 32,2 \cdot 0,139}{160 \cdot 1 \cdot (2,84)^{0,2}}} = 0,94 \frac{\text{lb}}{\text{ft}^2 - \text{sec}}$$

$$A = \frac{1.576,90 \cdot 21,5}{3.600 \cdot 0,94 \cdot 0,7}$$

$$A = 14,31 \text{ ft}^2 \sim 1,33 \text{ m}^2$$

$$D = \sqrt{\frac{4 \cdot A}{\pi}} = \sqrt{\frac{4 \cdot 14,31}{\pi}} = 4,27 \text{ ft} \sim 1,30 \text{ m}$$

$$L_{sfr,i} = \frac{1807,29 \cdot 18}{14,31} = 2.273,3 \frac{\text{lb}}{\text{h} - \text{ft}^2}$$

$$(L_{sfr,i})_{\min} = (MWR) \cdot \rho_{líq} \cdot a = 1,3 \cdot 55,68 \cdot 58 = 4.198,27 \frac{lb}{h - ft^2}$$

PROCESO DE ITERACIÓN:

$$L_{sfr,i} = \frac{L_{mol,i} \cdot M_{líq}}{A}$$

$$L_{mol,i} = \frac{L_{sfr,i} \cdot A}{M_{líq}} = \frac{4.198,27 \cdot A}{18} = 233,24 \cdot A$$

$$A = \frac{G_{mol,i} \cdot M_{gas}}{3.600 \cdot G_{sfr,i} \cdot f}$$

$$G_{sfr,i} = \frac{G_{mol,i} \cdot M_{gas}}{3.600 \cdot A \cdot f} = \frac{1.576,90 \cdot 21,5}{3.600 \cdot A \cdot 0,7} = \frac{13,45}{A}$$

$$Ordenada = \frac{(G_{sfr,i})^2 \cdot (\psi)^2 \cdot (\mu_{líq})^{0,2} \cdot F_p}{\rho_{gas} \cdot \rho_{líq} \cdot g_c} = \frac{\left(\frac{13,45}{A}\right)^2 \cdot (1)^2 \cdot (2,84)^{0,2} \cdot 160}{0,48 \cdot 55,86 \cdot 32,2}$$

$$Ordenada = \frac{41,25}{A^2}$$

Si  $A = 15 ft^2$

$$Ordenada = 0,183$$

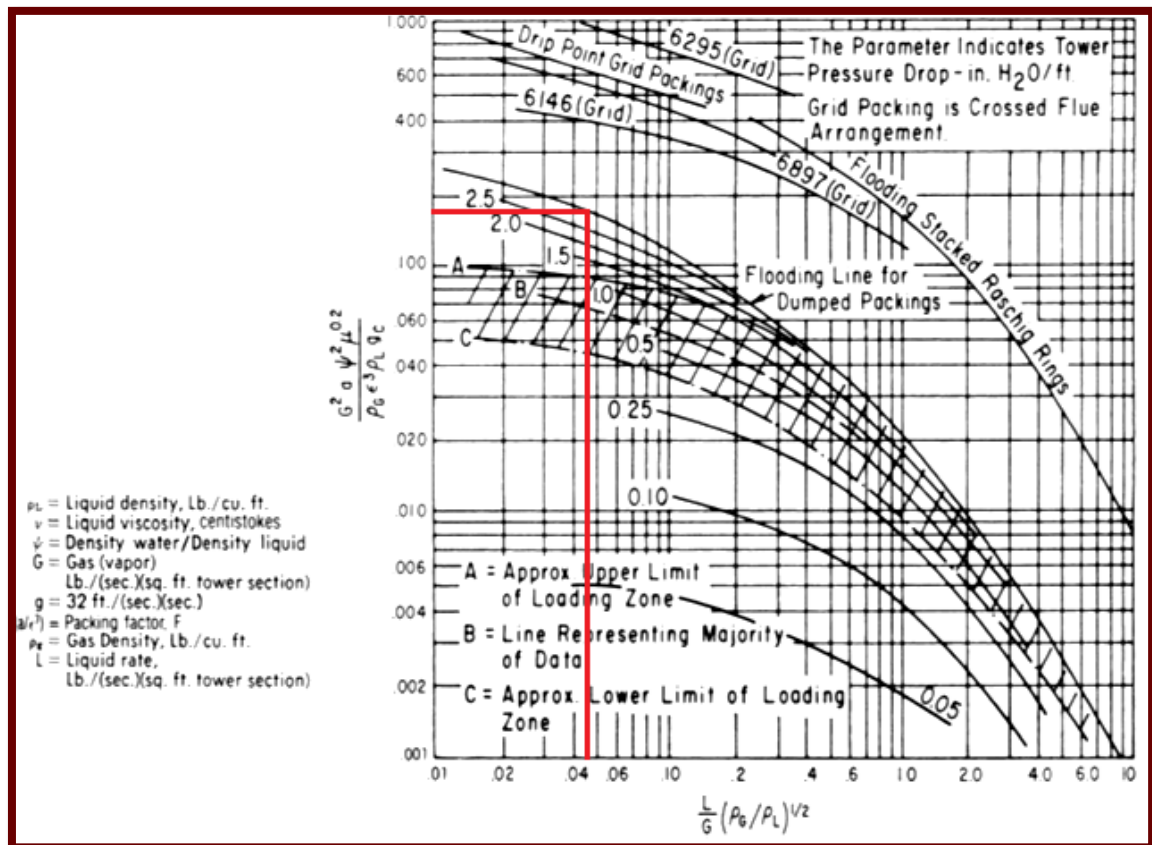


Figura 30: Proceso de iteración. Anillos Raschig 1 pulgada cerámicos. A= 15 ft<sup>2</sup>.

$$\text{Abcisa} = 0,045$$

$$\text{Ordenada} = 10^{[-1,668+1,461-0,539]} = 10^{-0,746} = 0,179$$

$$D = \sqrt{\frac{4 \cdot A}{\pi}} = \sqrt{\frac{4 \cdot 15}{\pi}} = 4,37 \text{ ft} \sim 1,33 \text{ m}$$

$$L_{mol,i} = 233,24 \cdot A = 233,24 \cdot 15$$

$$L_{mol,i} = 3.498,6 \text{ lb - moles/h}$$

$$X_o = \frac{Y_i - Y_o}{\left(\frac{L_s}{G_s}\right)} + X_i$$

$$X_o = \frac{0,67 - 6,7 \cdot 10^{-3}}{\left(\frac{3.498,6}{1.576,90}\right)} + 0$$

$$X_o = 0,3$$

$$x_o = \frac{X_o}{1 + X_o} = \frac{0,3}{1 + 0}$$

$$x_o = 0,23$$

$$NUT = 5$$

$$G_{sfr,i} = \frac{13,45}{15} = 0,89 \frac{lb}{ft^2 - sec}$$

$$H_G = \left[ \frac{6,41 \cdot (3.600 \cdot 0,7 \cdot 0,89)^{0,32}}{3.498,6^{0,51}} \right] \cdot \sqrt{\frac{0,048}{0,48 \cdot 0,85}}$$

$$H_G = 0,40 \text{ ft} \sim 0,12 \text{ m}$$

$$H_{Empaque} = 5 \cdot 0,40 = 2 \text{ ft} \sim 0,61 \text{ m}$$

$$H_{Columna} = (1,4 \cdot 2) + (1,02 \cdot 4,37) + 2,81$$

$$H_{Columna} = 10,07 \text{ ft} \sim 3,07 \text{ m}$$

$$S = \pi \cdot 4,37 \cdot \left( 10,07 + \frac{4,37}{2} \right)$$

$$S = 168,25 \text{ ft}^2 \sim 15,63 \text{ m}^2$$

$$\Delta P = 0,97 \cdot 10^{\frac{(0,25 \cdot 3.498,6)}{3.600}} \cdot \frac{(0,7 \cdot 0,89)^2}{0,48}$$

$$\Delta P = 1,37 \text{ No cumple}$$

$$\Delta P_{TOTAL} = 1,37 \cdot 2 = 2,74$$

$$\text{Volumen empaque} = 2 \cdot 15 = 30 \text{ ft}^3 \sim 0,85 \text{ m}^3$$

#### 16.3.4 ***DIMENSIONADO DE LA COLUMNA UTILIZANDO COMO EMPAQUE RASCHIG RINGS METÁLICOS DE 1 PULGADA DE DIÁMETRO POR EL MÉTODO DEL 70% DE VELOCIDAD DE INUNDACIÓN.***

1. *Estimación del diámetro de la columna imponiendo que la velocidad de inundación sea del 70%:*

$$Abcisa = \left( \frac{1807,29}{1.576,90} \right) \cdot \left( \frac{18}{21,5} \right) \cdot \sqrt{\frac{0,48}{55,68}} = 0,089$$

$$Ordenada = 10^{[-1,668 - 1,085 \cdot (\log Abcisa) - 0,297 \cdot (\log Abcisa)^2]}$$

$$Ordenada = 10^{[-1,668 - 1,085 \cdot (\log 0,089) - 0,297 \cdot (\log 0,089)^2]} = 10^{-0,856}$$

$$Ordenada = 0,139$$

$$G_{sfr,i} = \sqrt{\frac{55,86 \cdot 0,48 \cdot 32,2 \cdot 0,139}{137 \cdot 1 \cdot (2,84)^{0,2}}} = 0,84 \frac{lb}{ft^2 - sec}$$

$$A = \frac{1.576,90 \cdot 21,5}{3.600 \cdot 0,84 \cdot 0,7}$$

$$A = 16,01 \text{ ft}^2 \sim 1,49 \text{ m}^2$$

$$D = \sqrt{\frac{4 \cdot A}{\pi}} = \sqrt{\frac{4 \cdot 16,01}{\pi}} = 4,51 \text{ ft} \sim 1,37 \text{ m}$$

$$L_{sfr,i} = \frac{1807,29 \cdot 18}{16,01} = 2.031,93 \frac{lb}{h - ft^2}$$

$$(L_{sfr,i})_{\min} = (MWR) \cdot \rho_{liq} \cdot a = 1,3 \cdot 55,68 \cdot 57 = 4.125,89 \frac{lb}{h - ft^2}$$

### PROCESO DE ITERACIÓN:

$$L_{sfr,i} = \frac{L_{mol,i} \cdot M_{liq}}{A}$$

$$L_{mol,i} = \frac{L_{sfr,i} \cdot A}{M_{liq}} = \frac{4.125,89 \cdot A}{18} = 229,22 \cdot A$$

$$A = \frac{G_{mol,i} \cdot M_{gas}}{3.600 \cdot G_{sfr,i} \cdot f}$$

$$G_{sfr,i} = \frac{G_{mol,i} \cdot M_{gas}}{3.600 \cdot A \cdot f} = \frac{1.576,90 \cdot 21,5}{3.600 \cdot A \cdot 0,7} = \frac{13,45}{A}$$

$$Ordenada = \frac{(G_{sfr,i})^2 \cdot (\psi)^2 \cdot (\mu_{liq})^{0,2} \cdot F_p}{\rho_{gas} \cdot \rho_{liq} \cdot g_c} = \frac{\left(\frac{13,45}{A}\right)^2 \cdot (1)^2 \cdot (2,84)^{0,2} \cdot 137}{0,48 \cdot 55,86 \cdot 32,2}$$

$$Ordenada = \frac{35,37}{A^2}$$

Si  $A = 15 \text{ ft}^2$

$$Ordenada = 0,157$$

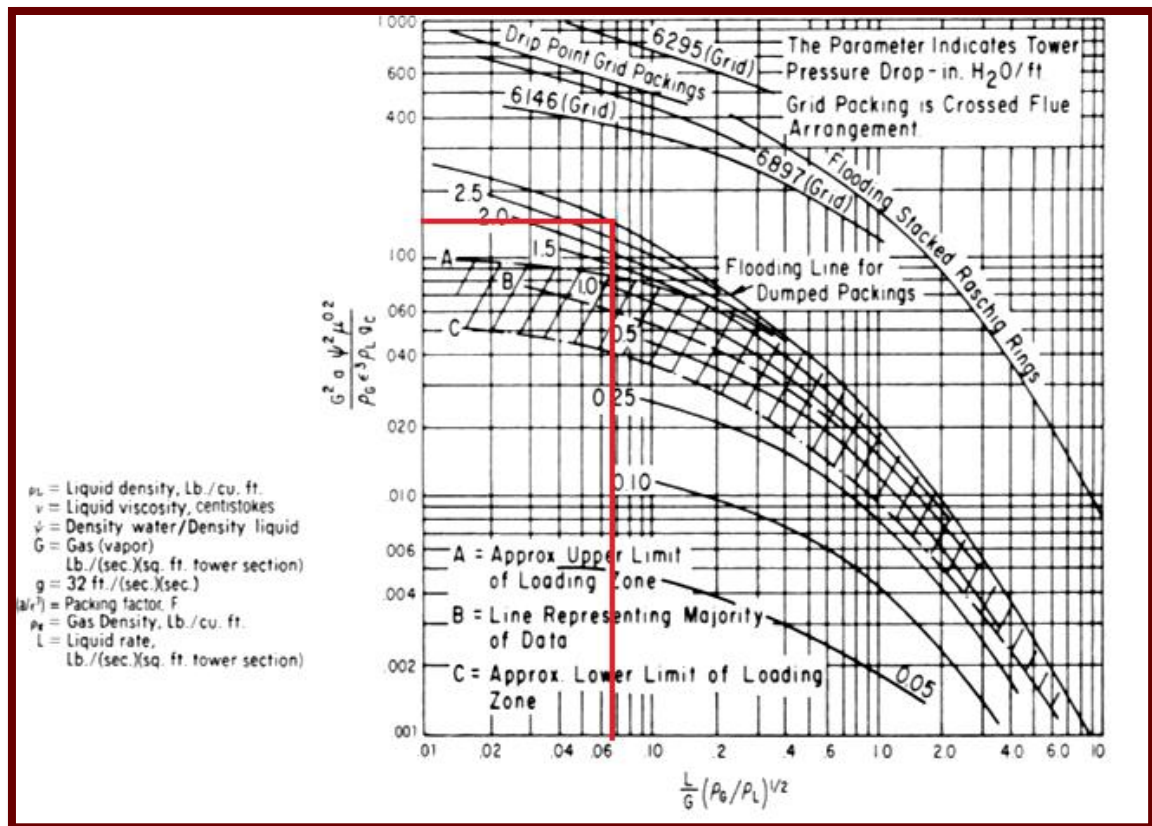


Figura 31: Proceso de iteración. Anillos Raschig 1 pulgada metálicos.  $A = 15 \text{ ft}^2$ .

$$Abcisa = 0,068$$

$$Ordenada = 10^{[-1,668+1,267-0,405]} = 10^{-0,806} = 0,156$$

$$D = \sqrt{\frac{4 \cdot A}{\pi}} = \sqrt{\frac{4 \cdot 15}{\pi}} = 4,37 \text{ ft} \sim 1,33 \text{ m}$$

$$L_{mol,i} = 229,22 \cdot A = 229,22 \cdot 15$$

$$L_{mol,i} = 3.438,3 \text{ lb} - \text{moles}/h$$

$$X_o = \frac{Y_i - Y_o}{\left(\frac{L_s}{G_s}\right)} + X_i$$

$$X_o = \frac{0,67 - 6,7 \cdot 10^{-3}}{\left(\frac{3.438,3}{1.576,90}\right)} + 0$$

$$X_o = 0,3$$

$$x_o = \frac{X_o}{1 + X_o} = \frac{0,3}{1 + 0,3}$$

$$x_o = 0,23$$

$$NUT = 5$$

$$G_{sfr,i} = \frac{13,45}{15} = 0,89 \frac{\text{lb}}{\text{ft}^2 - \text{sec}}$$

$$H_G = \left[ \frac{6,41 \cdot (3.600 \cdot 0,7 \cdot 0,89)^{0,32}}{4.125,89^{0,51}} \right] \cdot \sqrt{\frac{0,048}{0,48 \cdot 0,85}}$$

$$H_G = 0,37 \text{ ft} \sim 0,11 \text{ m}$$

$$H_{Empaque} = 5 \cdot 0,37 = 1,85 \text{ ft} \sim 0,56 \text{ m}$$

$$H_{Columna} = (1,4 \cdot 1,85) + (1,02 \cdot 4,37) + 2,81$$

$$H_{Columna} = 9,86 \text{ ft} \sim 3,01 \text{ m}$$

$$S = \pi \cdot 4,37 \cdot \left( 9,86 + \frac{4,35}{2} \right)$$

$$S = 165,23 \text{ ft}^2 \sim 15,35 \text{ m}^2$$

$$\Delta P = 0,42 \cdot 10^{\frac{(0,21 \cdot 4.125,89)}{3.600}} \cdot \frac{(0,7 \cdot 0,89)^2}{0,48}$$

$$\Delta P = 0,92 \text{ Sí cumple}$$

$$\Delta P_{TOTAL} = 0,92 \cdot 1,85 = 1,7$$

$$\text{Volumen empaque} = 1,85 \cdot 15 = 27,75 \text{ ft}^3 \sim 0,79 \text{ m}^3$$



### 16.3.5 **DIMENSIONADO DE LA COLUMNA UTILIZANDO COMO EMPAQUE RASCHIG RINGS METÁLICOS DE 2 PULGADAS DE DIÁMETRO POR EL MÉTODO DEL 70% DE VELOCIDAD DE INUNDACIÓN.**

3. Estimación del diámetro de la columna imponiendo que la velocidad de inundación sea del 70%:

$$Abcisa = \left( \frac{1807,29}{1.576,90} \right) \cdot \left( \frac{18}{21,5} \right) \cdot \sqrt{\frac{0,48}{55,68}} = 0,089$$

$$Ordenada = 10^{[-1,668 - 1,085 \cdot (\log Abcisa) - 0,297 \cdot (\log Abcisa)^2]}$$

$$Ordenada = 10^{[-1,668 - 1,085 \cdot (\log 0,089) - 0,297 \cdot (\log 0,089)^2]} = 10^{-0,856}$$

$$Ordenada = 0,139$$

$$G_{sfr,i} = \sqrt{\frac{55,86 \cdot 0,48 \cdot 32,2 \cdot 0,139}{57 \cdot 1 \cdot (2,84)^{0,2}}} = 1,31 \frac{lb}{ft^2 - sec}$$

$$A = \frac{1.576,90 \cdot 21,5}{3.600 \cdot 1,31 \cdot 0,7}$$

$$A = 10,27 \text{ ft}^2 \sim 0,95 \text{ m}^2$$

$$D = \sqrt{\frac{4 \cdot A}{\pi}} = \sqrt{\frac{4 \cdot 10,27}{\pi}} = 3,62 \text{ ft} \sim 1,10 \text{ m}$$

$$L_{sfr,i} = \frac{1807,29 \cdot 18}{10,27} = 3.167,60 \frac{lb}{h - ft^2}$$

$$(L_{sfr,i})_{\min} = (MWR) \cdot \rho_{liq} \cdot a = 1,3 \cdot 55,68 \cdot 31 = 2.243,9 \frac{lb}{h - ft^2}$$

Ahora se procede a comprobar que el flujo superficial de líquido en la columna sea de 1,1 a 1,5 veces superior al mínimo.

$$\frac{L_{sfr,i}}{(L_{sfr,i})_{\min}} = \frac{3.167,60}{2.243,9} = 1,41$$

NO HAY QUE ITERAR

$$N_{ut} = \ln\left(\frac{0,67}{6,7 \cdot 10^{-3}}\right) = 4,61 \cong 5$$

$$H_G = \left[ \frac{3,82 \cdot (3.600 \cdot 0,7 \cdot 1,31)^{0,41}}{2.243,9^{0,45}} \right] \cdot \sqrt{\frac{0,048}{0,48 \cdot 0,85}}$$

$$H_G = 1,13 \text{ ft} \sim 0,34 \text{ m}$$

$$H_{\text{Empaque}} = 5 \cdot 1,13 = 5,65 \text{ ft} \sim 1,72 \text{ m}$$

### 3. Estimación de la altura de la columna:

$$H_{\text{Columna}} = (1,4 \cdot 5,65) + (1,02 \cdot 3,62) + 2,81$$

$$H_{\text{Columna}} = 14,41 \text{ ft} \sim 4,39 \text{ m}$$

$$S = \pi \cdot 3,62 \cdot \left(14,41 + \frac{3,62}{2}\right)$$

$$S = 184,46 \text{ ft}^2 \sim 17,14 \text{ m}^2$$

### 4. Cálculo de la pérdida de carga en el interior de la columna:

$$\Delta P = 0,23 \cdot 10^{\frac{(0,135 \cdot 2.243,9)}{3.600}} \cdot \frac{(0,7 \cdot 1,31)^2}{0,48}$$

$$\Delta P = 0,49 \frac{\text{inches water}}{\text{inches packing}} \quad \text{Sí cumple}$$

$$\Delta P_{\text{TOTAL}} = 0,49 \cdot 5,65 = 2,77 \frac{\text{inches water}}{\text{inches packing}}$$



$$\text{Volumen empaque} = 5,65 \cdot 10,27 = 58,03 \text{ ft}^3 \sim 1,64 \text{ m}^3$$

## **16.4 ANEXO D**

### **16.4.1 DIAGRAMA DE GANTT**

Mediante el siguiente diagrama de Gantt se representa una estimación del tiempo empleado para la realización de cada una de las tareas que conforman este proyecto. Para la elaboración de dicho diagrama se ha empleado el software gratuito "GanttProject".



Nombre Fecha de inicio Fecha de fin

febrero marzo abril mayo junio julio agosto septiembre

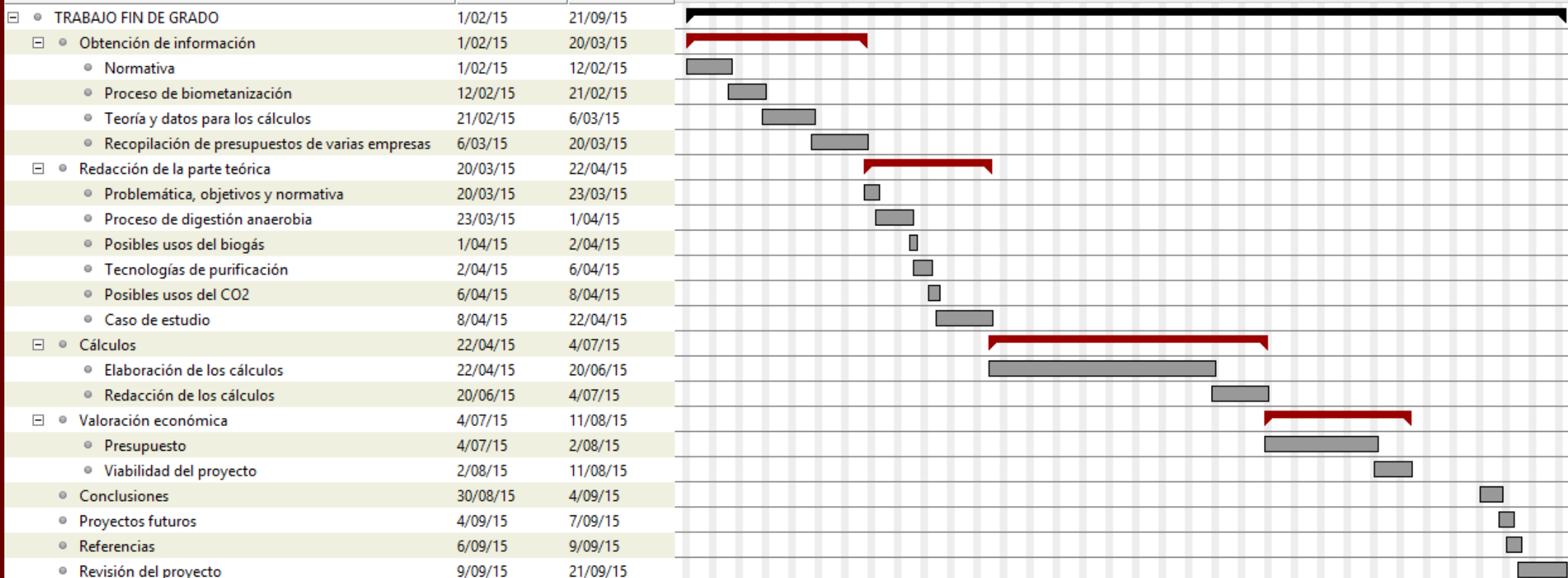


Figura 32: Diagrama de Gannt.

## 17. REFERENCIAS

**[REF.1]** *Directiva 2008/98/CE* del Parlamento Europeo y del Consejo, de 19 de noviembre de 2008, sobre los residuos y por la que se derogan determinadas Directivas. Disponible en:

<http://www.boe.es/buscar/doc.php?id=DOUE-L-2008-82319>

**[REF.2]** *Horizonte 2020*. Disponible en:

<http://www.eshorizonte2020.es/>

**[REF.3]** *Directiva 2009/28/CE* del Parlamento Europeo y del Consejo, de 23 de abril de 2009, relativa al fomento del uso de energía procedente de fuentes renovables y por la que se modifican y se derogan las Directivas 2001/77/CE y 2003/30/CE. Disponible en:

<https://www.boe.es/buscar/doc.php?id=DOUE-L-2009-81013>

**[REF.4]** *Directiva 91/676/CEE* del Consejo de 12 de diciembre de 1991 relativa a la protección de las aguas contra la contaminación producida por nitratos utilizados en la agricultura. Disponible en:

<http://eur-lex.europa.eu/legal-content/ES/TXT/?uri=URISERV:l28013>

**[REF.5]** *Reglamento (CE) nº 1069/2009* del Parlamento Europeo y del Consejo, de 21 de octubre de 2009, por el que se establecen las normas sanitarias aplicables a los subproductos animales y los productos derivados no destinados al consumo humano y por el que se deroga el Reglamento (CE) nº 1774/2002. Disponible en:

<http://www.boe.es/buscar/doc.php?id=DOUE-L-2009-82155>

**[REF.6]** *RD-Ley 22/2011* de 28 de julio, de residuos y suelos contaminados. Disponible en:

<http://www.boe.es/buscar/doc.php?id=BOE-A-2011-13046>

**[REF.7]** *Plan Regional de Residuos Urbanos de la Comunidad de Madrid (2006-2016)*. Disponible en:

[http://www.madrid.org/cs/Satellite?c=CM\\_Planes\\_FA&cid=1142399080572&idTema=1109265600748&language=es&pagename=ComunidadMadrid%2FEstructura&segmento=1&sm=1](http://www.madrid.org/cs/Satellite?c=CM_Planes_FA&cid=1142399080572&idTema=1109265600748&language=es&pagename=ComunidadMadrid%2FEstructura&segmento=1&sm=1)

**[REF.8]** *RD-Ley 1/2012*, de 27 de Enero, por el que se procede a la suspensión de los procedimientos de preasignación de retribución y a la supresión de los incentivos económicos para nuevas instalaciones de producción de energía eléctrica a partir de cogeneración, fuentes de energía renovables y residuos. Disponible en:

<http://www.boe.es/buscar/doc.php?id=BOE-A-2012-1310>

**[REF.9]** Resolución de 21 de diciembre de 2012, de la Dirección General de Política Energética y Minas, por la que se modifica el *protocolo de detalle PD-01 "Medición, Calidad y Odorización de Gas"* de las normas de gestión técnica del sistema gasista. Disponible en: <http://www.boe.es/buscar/doc.php?id=BOE-A-2013-185>

**[REF.10]** *RD-Ley 261/1996*, de 16 de febrero, sobre protección de las aguas contra la contaminación producida por los nitratos procedentes de fuentes agrarias. Disponible en: <http://www.boe.es/buscar/doc.php?id=BOE-A-1996-5618>

**[REF.11]** *RD-Ley 506/2013*, de 28 de junio, sobre productos fertilizantes. Disponible en: <http://www.boe.es/buscar/doc.php?id=BOE-A-2013-7540>

**[REF.12]** *RD-Ley 1528/2012*, de 8 de noviembre, por el que se establecen las normas aplicables a los subproductos animales y los productos derivados no destinados al consumo humano. Disponible en: <http://www.boe.es/buscar/doc.php?id=BOE-A-2012-14165>

**[REF.13]** EurObserv'ER - *Biogas Barometer*  
<http://www.eurobserv-er.org/>

**[REF.14]** PASCUAL, A. RUIZ, B. GÓMEZ, P. FLOTATS, X. FERNÁNDEZ, B. *Situación potencial de generación de biogás* - IDAE.pdf

**[REF.15]** MORENO VARNERO María Teresa, *Manual de Biogás*, Gobierno de Chile, ISBN 978-95-306892-0.pdf

**[REF.16]** KHALID, A. ARSHAD, M. ANJUM, M. MAHMOOD, T. DAWSON, L. *The anaerobic digestion of solid organic waste*. DOI: 10.1016/j.wasman.2011.03.021

**[REF.17]** *Guía de planificación para proyectos de biogás en Chile*, ISBN: 978-956-8066-14-7.pdf

**[REF.18]** *El sector del biogás agroindustrial en España*. Ministerio de Medio Ambiente y Medio Rural y Marino.pdf

**[REF.19]** Empresa Air Liquid.  
[www.airliquide.com](http://www.airliquide.com).

**[REF.20]** *Proyecto de explotación y anteproyecto de obras de gestión de servicio público*. "Gestión del Servicio Público para la explotación de dos plantas de biometanización y para la explotación de una planta de biogás de biometanización para la valoración y comercialización del mismo en el Parque Tecnológico de Valdemingómez".pdf

**[REF.21]** COZMA, Petronela. WUKOVITS, Walter. MAMALIGA, Ioan. FRIEDL, Anton. GAVRILESCU, Maria. *Modeling and simulation of high pressure water scrubbing technology applied for biogás upgrading*. DOI: 10.1007/s10098-014-0787-7. Springer Berlin Heidelberg. Disponible en: <http://link.springer.com/article/10.1007%2Fs10098-014-0787-7>

**[REF.22]** The EPA Air Pollution Control Cost Manual. January 2002. Section 5.pdf

**[REF.23]** Parque Tecnológico de Valdemingómez.

**[REF.24]** A. KAYODE COKER, *Ludwig's Applied Process Design for Chemical and Petrochemical Plants* [En línea], Fourth Edition, Chapter 14 Packed Towers, ISBN: 978-0-7506-8366-1, Disponible en: <http://www.sciencedirect.com.strauss.uc3m.es:8080/science/book/9780750683661>.

**[REF.25]** Presupuesto de la empresa Greenlane para su modelo Totara. <http://greenlanebiogas.co.uk/>

**[REF.26]** MOLINO.A, NANNA.F, DING.Y, BIKSON.B, BRSCCIO.G, *Biomethane production by anaerobic digestion of organic waste*. [En línea], Volumen 103. Disponible en: <http://www.sciencedirect.com/science/article/pii/S001623611200631X>

**[REF.27]** ROUSSEAU RONALD. W, *Handbook of separation process technology*. ISBN 0-471-89558-X. Capítulo 6.

**[REF.28]** ROBERT E. Treybal, *Operaciones de transferencia de masa*. 2ª Edición. Mc Graw-Hill. Capítulo 8.

**[REF.29]** *Perry's Chemical Engineers' Handbook*. Mc Graw-Hill. ISBN 0-07-115448-5.

**[REF.30]** Seguridad social. Bases y tipos de cotización 2015. [http://www.seg-social.es/Internet\\_1/Trabajadores/CotizacionRecaudaci10777/Basesytiposdecotiza36537/index.htm](http://www.seg-social.es/Internet_1/Trabajadores/CotizacionRecaudaci10777/Basesytiposdecotiza36537/index.htm)

**[REF.31]** IAN DAVIS, Wilson. *Gas-Liquid contact area of random and structured packing*. Thesis. University of Texas. 2004.

**[REF.32]** Instituto Nacional de Estadística <http://www.ine.es/varipc/>

